



Universidade de Aveiro Departamento de Química
2013

**Catarina da Silva
Espada Ribeiro**

Redimensionamento de Uma Torre de Absorção de SO₂



Universidade de Aveiro Departamento de Química
2013

**Catarina da Silva
Espada Ribeiro**

Redimensionamento de Uma Torre de Absorção de SO₂

Dissertação apresentada à Universidade de Aveiro para cumprimento dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Engenharia Química, realizada sob a orientação científica do Doutor Carlos Manuel Silva, Professor Auxiliar do Departamento de Química da Universidade de Aveiro, e do Engenheiro Carlos Pedro Foja de Oliveira, Engenheiro Químico na Empresa Soporcel- Sociedade Portuguesa de Papel, S.A.

Dedico este trabalho aos meus pais pelo incansável apoio.

O júri

Presidente

Prof. Doutor Dmitry Victorovitch Evtugun

Professor associado com Agregação do Departamento de Química da Universidade de Aveiro

Prof. Doutor Carlos Manuel Silva

Professor auxiliar do Departamento de Química da Universidade de Aveiro

Eng. Carlos Pedro Foja de Oliveira

Engenheiro químico na Empresa Soporcel

Prof. Doutor Francisco Avelino da Siva Freitas

Professor auxiliar do Departamento de Química da Universidade de Aveiro

Agradecimentos

Em primeiro lugar agradeço aos Engenheiros Carlos Vieira e João Prina, pela oportunidade em realizar a tese na empresa Portucel/ Soporcel.

Ao Professor Doutor Carlos Silva pela orientação científica prestada, disponibilidade, boa disposição e apoio.

Ao Engenheiro Carlos Pedro pela simpatia e disponibilização de todos os dados necessários para a elaboração deste estudo.

Ao Professor Doutor Francisco Silva pelo conhecimento transmitido na parte do Aspen.

Quero agradecer também ao Mestre Marcelo Melo pela amizade, apoio e pela forma incansável com que sempre se dispôs a ajudar, discutir e criticar de forma construtiva o trabalho realizado ao longo da elaboração da tese.

Agradeço também a todos os elementos do grupo EgiChem pela boa disposição e apoio dado.

Um obrigado a todos os meus amigos e colegas de curso que estiveram sempre comigo e me apoiaram.

Por fim e como não poderia deixar de ser, quero agradecer aos meus pais a oportunidade dada e o apoio incondicional.

Palavras-chave

Absorção, dióxido de enxofre, grau de humedecimento

Resumo

Este trabalho consiste no estudo da Torre de Absorção de SO_2 da empresa Soporcel, a qual se encontra com um funcionamento irregular. Com este estudo pretende-se que a coluna passe a funcionar corretamente, garantindo que as emissões deste soluto se encontram dentro dos limites exigidos pela legislação ambiental em vigor. A análise preliminar do processo foi fundamentada pelos dados facultados pela empresa, tendo-se verificado que apresenta problemas ao nível do humedecimento, os quais justificam o mau funcionamento desta. Além do estudo da torre real, o trabalho apresenta sugestões para superar o problema aproveitando o mesmo equipamento, assim como projeta uma nova torre de absorção.

Keywords

Absorption, sulfur dioxide, wetting level

Abstract

This work comprises a study of a SO₂ absorption tower that has not been working properly at Soporcel factory. The study aims at correcting the tower irregular operation and assuring that the solute emissions are within the limits imposed by current environmental laws.

The preliminary analysis of the process based on data from Soporcel revealed problems at wetting level, which can justify the inefficient separation detected on the equipment.

In addition to the evaluation of the existing tower, this work presents suggestions to overcome the current problems whether by maintaining the same equipment structure or through a project of a new tower.

Índice

LISTA DE FIGURAS.....	III
LISTA DE TABELAS.....	IV
LISTA DE SÍMBOLOS.....	V
1.INTRODUÇÃO	1
1.1 Apresentação da Grupo Portucel/Soporcel	1
1.2.Objetivos	2
2.ABSORÇÃO.....	2
2.1.Seleção do solvente.....	3
2.2.Absorção Física	4
2.3.Coefficientes de transferência de massa	6
2.3.1.Correlação para estimar coeficientes de transferência de massa e áreas interfaciais	7
2.4.Coluna de absorção com enchimento	8
2.5.Tipos de enchimento	9
2.5.1.Requisitos para um bom enchimento.....	11
2.5.2.Grau de humedecimento em colunas com enchimento	11
2.5.3.Distribuição do líquido	13
2.5.4.Hidrodinâmica de colunas com enchimento.....	13
2.5.5.Queda de Pressão.....	14
3.DIÓXIDO DE ENXOFRE	15
3.1.Oxidação do enxofre.....	16
3.2.Etapas da produção de dióxido de enxofre na Soporcel	17
3.3.Estudo da Torre de absorção de SO ₂ da Soporcel	20
3.3.1.Constituição do interior da torre	21
3.4.Introdução ao Aspen Plus.....	21
3.4.1.Validação do Modelo Termodinâmico.....	22
3.4.2.Bloco de operação unitária: Ratefrac	25
3.5.Metodologia de cálculo	27
4.RESULTADOS E DISCUSSÃO	27

4.1. Análise preliminar da coluna em estudo	27
4.2. Simulação em Aspen Plus do caso de estudo	31
4.3. Propostas	34
4.3.1. Análise gráfica da Proposta 1	35
4.3.2. Análise gráfica das Propostas 2 e 3	36
4.3.3. Simulação em Aspen da proposta 2	37
4.3.4. Análise da Proposta 4: Projeto de uma nova torre de absorção	38
5. CONCLUSÕES	49
REFERÊNCIAS	51
APÊNDICE A	53

Lista de Figuras

	Pág.
Figura 2.1-Perfil de concentrações junto à interface gás-líquido	6
Figura 2.2-Coluna de absorção de enchimento ⁽¹⁴⁾	8
Figura 2.3-Perfis de concentração em colunas de absorção com enchimento e as respectivas forças diretrizes: a) co-corrente, b) contracorrente	9
Figura 2.4-Enchimentos mais comuns nas colunas de absorção ⁽¹⁴⁾	10
Figura 2.5-Base de um enchimento estruturado ⁽⁶⁾	11
Figura 2.6-Nomograma para estimar o grau de humedecimento em colunas de absorção com enchimento ⁽¹⁶⁾	12
Figura 2.7 -Comportamento da queda de pressão em colunas de enchimento	15
Figura 3.1-Molécula de SO ₂	15
Figura 3.2-Torre de absorção em estudo	20
Figura 3.3-Dados de equilíbrio do SO ₂ em água a 20 °C estimados por diversos métodos	23
Figura 3.4-Eschema de cálculo de uma simulação em Aspen	27
Figura 4.1-Cálculo do caudal mínimo de água	28
Figura 4.2-Nomograma para a coluna em estudo-adaptado de Richardson <i>et al</i> ⁽¹⁶⁾	31
Figura 4.3-Simulação da torre em estudo no Aspen Plus	32
Figura 4.4-Nomograma para cálculo dos caudais de líquido relativos às propostas 1,2 e 3. Proposta 1: I-II-III-IV-V; proposta 2 : I-II-III-VI-VII; proposta 3 : I-II-III-IV-VIII-IX-adaptado de Richard <i>et al</i> ⁽¹⁶⁾	36
Figura 4.5-Algoritmo para determinação do diâmetro da coluna	39
Figura 4.6-Gráfico da queda de pressão-adaptado de Seader <i>et al</i> ⁽²⁾	41
Figura 4.7-Eschema de cálculo da altura de enchimento	47

Lista de Tabelas

	Pág.
Tabela 3.1-Propriedades do SO ₂ ⁽¹⁹⁾	16
Tabela 4.1-Valores obtidos em Aspen Plus para a coluna em estudo	33
Tabela 4.2-Valores obtidos em Aspen Plus para a simulação da proposta 2	38
Tabela 4.3-Caudais na base da coluna e fator de enchimento	39
Tabela 4.4-Dados das correntes de entrada na torre	42
Tabela 4.5- Fórmulas e valores relativos aos anéis Raschig cerâmico 38 mm ⁽⁷⁾	43
Tabela 4.6-Dados da corrente de saída da torre	45
Tabela 4.7-Valores obtidos ao longo da realização do projeto	48
Tabela A.1-Dados de equilíbrio do SO ₂ em água a 20°C ⁽⁹⁾	53
Tabela A.2-Propriedades da mistura líquida e gasosa ⁽⁵⁾	53
Tabela A.3-capacidades caloríficas dos componentes ⁽⁹⁾	54

Lista de símbolos

a	Parâmetro corretivo da equação de estado Schwarzenztruber and Renon (Pa)
a_s	Área superficial por unidade de volume de enchimento (m^2/m^3)
a_w	Área superficial molhada por unidade de volume da coluna (m^2/m^3)
A	Área de secção reta (m^2)
b	Parâmetro repulsivo de correção ao volume molar, da equação de estado Schwarzenztruber and Renon (m^3/mol)
c	Parâmetro corretivo do volume molar da equação de estado Schwarzenztruber and Renon (m^3/mol)
C	Capacidade calorífica ($\text{J}/\text{kmol.K}$)
d_c	Diâmetro da coluna (m)
d_p	Diâmetro do enchimento (m)
d_s	Diâmetro da esfera da mesma superfície como partícula única de enchimento (m)
D	Difusividade (m^2/s)
F	Coefficiente de transferência de massa ($\text{kmol}/\text{m}^2.\text{s}$)
F_p	Fator de enchimento
g	Aceleração da gravidade (m/s^2)
G'	Fluxo mássico do gás ($\text{kg}/\text{m}^2.\text{s}$)
h_v	Coefficiente de transferência de calor ($\text{W}/\text{m}^3.\text{K}$)
$h'_v a$	Coefficiente de transferência de calor corrigido para a transferência de massa ($\text{W}/\text{m}^3.\text{K}$)

h	Entalpia do líquido (J/kmol)
$h_{T_{ref}}$	Entalpia específica à temperatura T_0 (J/kmol)
H	Entalpia do gás (J/kmol)
h'	Fator de correção hold-up (adimensional)
HETP	Altura equivalente ao prato teórico (m)
k_L	Coeficiente binário de transferência de massa (m/s)
k_V	Coeficiente binário de transferência de massa (mol/m ² .s.Pa)
K_y	Coeficiente global de transferência de massa para a fase gasosa (mol/m ² .s)
L_w	Taxa de molhamento (m ² /s)
L_1	Caudal mássico da fase líquida (kg/s)
L	Caudal molar do líquido (mol/h)
L'	Fluxo mássico da fase líquida (kg/m ² .s)
m	Constante de Henry modificada
M	Massa molar (g/mol)
N	Fluxo molar (mol/m ² .s)
P	Pressão (Pa)
Q	Caudal volumétrico (m ³ /s)
R	Constante dos gases perfeitos (m ³ .Pa/K.mol)
Re_L'	Número de Reynolds do líquido baseado na área de superfície molhada (adimensional)
R_j	Razão entre os fluxos molares (adimensional)
T	Temperatura (°C)
u_0	Velocidade superficial (m/s)
u_f	Velocidade de inundação (m/s)
V	Caudal molar do gás (mol/h)
V_m	Volume molar (m ³ /mol)
ω	Fator acêntrico
X_i	Fração molar da fase líquida

Y_i	Fração molar da fase de vapor
y^*	Fração molar de equilíbrio

Números Adimensionais

F_r	Número de Froude
P_r	Número de Prandtl
R_e	Número de Reynolds
S_c	Número de Schmidt
W_e	Número de Weber

Símbolos Gregos

μ	Viscosidade (Pa.s)
σ	Tensão superficial (N/m)
ρ	Densidade (kg/m ³)
λ_0	Calor latente (J/kmol)
β	Constante empírica para calcular a velocidade de inundação (adimensional)
ΔH_{vap}	Entalpia de vaporização (J/kmol)
φ_{LS}	Fator de hold-up estático do líquido
ΔZ	Altura do enchimento (m)

Subscrito

A	Componente SO ₂
B	Componente Ar
C	Componente Água
L	Líquido
V	Vapor
I	Interface
0	Referência
c	Crítico

1.Introdução

O dióxido de enxofre é a forma predominante dos compostos de enxofre na atmosfera. Trata-se de um gás incolor, irritante e com forte odor pungente e desagradável que se dissolve facilmente na água presente na atmosfera, formando assim os ácidos sulfuroso e sulfúrico que por disposição seca ou húmida pode originar chuvas ácidas.

As emissões para a atmosfera têm origem nos gases vulcânicos e fontes antropogénicas. Relativamente às fontes antropogénicas, as mais significativas têm origem em atividades industriais que processam materiais que contêm enxofre, como fabrico de fertilizantes, produção de ácido sulfúrico e papel.

Os acordos internacionais assumidos em Portugal no âmbito das emissões de SO₂ para a atmosfera foram a convenção Quadro das Nações Unidas para as Alterações Climáticas (UNFCCC,1992), a Convenção sobre a Poluição Atmosférica Transfronteiriça a Longa Distância (CLRTAP,1979) e a Diretiva 2001/81/CE relativa às Emissões Nacionais, transposta pelo Decreto- Lei 193/2003. Para as unidades⁽¹⁾ industriais com caldeiras, aplicam-se restrições diferentes, vigorando as Portarias 675/2009 e 677/2009, com VLE geral para emissão de SO₂ de 500 mg/m³.

A Soporcel usa o SO₂ para o fabrico de dióxido de cloro (ClO₂) e a torre de absorção de SO₂ em estudo apresenta problemas no seu funcionamento e uma visível saída de gás para a atmosfera.

1.1 Apresentação da Grupo Portucel/Soporcel

O grupo Portucel Soporcel é constituído por três fábricas de pasta e papel, localizadas em Cacia, Figueira da Foz e Setúbal. Todas elas são uma referência internacional em dimensão e tecnologia. O grupo assume hoje a posição de líder na Europa na produção de papéis finos de escritório.

A fábrica de pasta e papel situada no Complexo de Lavos, Figueira da Foz, foi inaugurada em 1984 e é umas das mais eficientes unidades fabris de pasta e

papel na Europa. Assegura um volume anual de produção e transformação de papéis finos não revestidos em cerca de 800 mil toneladas, representando assim uma das maiores unidades da Europa.

A operação da fábrica está integrada verticalmente da floresta ao papel, passando pela produção anual de cerca de 560 mil toneladas de pasta ao sulfato de eucalipto e pela produção de energia verde a partir da biomassa. A produção da pasta é integrada no fabrico de papel de impressão e escrita não revestido. O papel produzido é transformado internamente em folhas para a indústria gráfica (formatos grandes) e para escritório (A3 e A4).

1.2.Objetivos

A realização deste trabalho tem como objetivo geral o estudo do processo de absorção de SO_2 em colunas de enchimento.

O objetivo específico do trabalho compreende a análise da torre de absorção da empresa Soporcel e a verificação da sua conformidade relativamente ao cumprimento dos requisitos legais, otimização das condições de operação de forma a obter a separação desejada, e o projeto de uma nova torre de absorção de SO_2 que satisfaça todos os requisitos relativamente à separação desejada.

2.Absorção

O processo de absorção de gases⁽²⁾ consiste em remover preferencialmente um ou mais componentes de uma mistura gasosa por contacto com uma corrente líquida na qual os componentes se dissolvem. Este processo pode ser apenas físico ou ocorrer com reação química, reversível ou não, entre o gás dissolvido e um reagente presente no solvente líquido. O efeito da reação química é o de aumentar a velocidade da absorção, assim como a capacidade do

solvente líquido em dissolver o soluto, pelo facto de, ao reduzir a concentração do soluto, se aumentar a força diretriz para a transferência de massa.

A operação inversa designa-se por desabsorção, na qual o componente dissolvido num líquido é transferido para a fase gasosa. Apesar de a transferência de massa ocorrer em direções opostas, ambos os processos apresentam os mesmos princípios físicos.

O componente transferido de uma fase para outra é designado por soluto. Na absorção a corrente líquida é o solvente e a corrente gasosa contém o soluto e o gás de transporte.

2.1. Seleção do solvente

A absorção é um processo de transferência de massa baseado nas diferenças de solubilidade gás/líquido dos diversos componentes da mistura a tratar. Um dos pontos fundamentais para se obter uma separação eficiente é a escolha do solvente⁽³⁾. Se o objetivo principal for a produção de um dado composto, a seleção do solvente está limitada pela natureza do produto. Quando se trata de remoção de impurezas de um gás há mais liberdade de escolha.

Um dos fatores a considerar na escolha de um solvente é a solubilidade do soluto, devendo esta ser elevada de forma a se obter uma maior velocidade de absorção, sendo assim necessária uma menor quantidade de líquido. As naturezas químicas do soluto e do solvente devem ser semelhantes de modo a favorecer a solubilidade. O solvente pode ser um líquido não reativo e a solubilização do soluto ser apenas um processo físico, ou então, pode ser um líquido que promove uma reação rápida com o soluto fazendo assim aumentar a velocidade de absorção e a quantidade absorvida. O último tipo de solvente químico é geralmente usado quando o soluto se encontra com uma concentração baixa, dado que se trata de um processo mais eficaz (maior solubilidade do soluto). Quando se pretende converter um composto perigoso num composto inócuo utiliza-se um solvente reativo.

A capacidade que um solvente tem de absorver um soluto A é função da

sua pressão parcial e da temperatura. Para misturas mais concentradas ($> P_A$) é mais indicada a absorção física. Esta relação depende da temperatura e do tipo de solvente usado. Geralmente a solubilidade do gás diminui com a temperatura.

Outro fator a ter em conta na escolha do solvente é a pressão de vapor. O solvente deve ter uma pressão de vapor baixa (baixa volatilidade) de modo a reduzir a perda de solvente para a corrente gasosa. Deve apresentar também uma viscosidade baixa para a velocidade de absorção e a transferência de calor serem elevadas. Por fim o solvente selecionado deve ser barato, não tóxico, não inflamável, quimicamente estável, não corrosivo para evitar aumento de custos na construção do equipamento. A maioria dos solventes físicos são solventes orgânicos com elevado ponto de ebulição e baixa pressão de vapor e viscosidade.

2.2.Absorção Física

O processo de transporte de uma ou mais espécies químicas (sólida, líquida ou gás) num determinado meio, designa-se por transferência de massa. O transporte das espécies químicas pode ocorrer através de dois mecanismos: difusão e convecção. A absorção física de um gás em um líquido pode ser descrita em três etapas:

1. Difusão/convecção do gás para a interface gás-líquido
2. Solubilização no líquido
3. Transporte do soluto dissolvido, da interface para o seio do líquido, por convecção/difusão

No processo de absorção o soluto vai do interior da fase gasosa (G) até à interface gás-líquido e desta até o interior da fase líquida (L). Então o soluto migra da fase leve (G) para a fase densa (L).

O fluxo de transferência de massa do soluto na fase G é descrito por qualquer uma das seguintes relações:

$$N_A = k_y \times (y_A - y_{Ai}) \quad (2.1)$$

$$N_A = k_G \times (P_A - P_{Ai}) \quad (2.2)$$

onde N_A é o fluxo molar do componente A, k_y e k_G são os coeficientes individuais de transferência de massa do gás, tendo como força motriz a fração molar e a pressão parcial, respetivamente, y_A é a fração molar de A na fase gasosa, y_{Ai} a fração molar do A na interface, e P_A e P_{Ai} são as pressões parciais na fase gasosa e na interface, respetivamente.

Na fase líquida o fluxo global é descrito em termos da sua fração molar ou concentração molar, de acordo com as seguintes relações:

$$N_A = k_x \times (x_{Ai} - x_A) \quad (2.3)$$

$$N_A = k_L \times (C_{Ai} - C_A) \quad (2.4)$$

onde x_{Ai} e x_A são as frações molares de A na interface e na fase líquida, respetivamente, bem como C_{Ai} e C_A as concentrações molares do componente A na interface e na fase líquida, respetivamente, e k_x e k_L são os coeficientes individuais de transferência de massa no líquido para forças motrizes de fração molar e concentração molar, respetivamente. Os coeficientes individuais de transferência de massa estão relacionados com a resistência específica de uma fase ao transporte do soluto. O modelo da teoria do filme proposto por Lewis e Whitman⁽¹⁸⁾ (1924) admite a existência de dois filmes estagnados como ilustra a Figura 2.1. Um dos filmes é na fase gasosa e o outro na fase líquida, juntos à interface gás – líquido. Considera-se que a transferência de massa ocorre apenas

por difusão e que a distribuição do soluto na interface é traduzida por uma relação de equilíbrio (ex: Lei de Henry).

No filme líquido a concentração do gás solúvel decresce de C_{Ai} até C_A , a partir da interface, e permanece igual a C_A no seio do líquido.

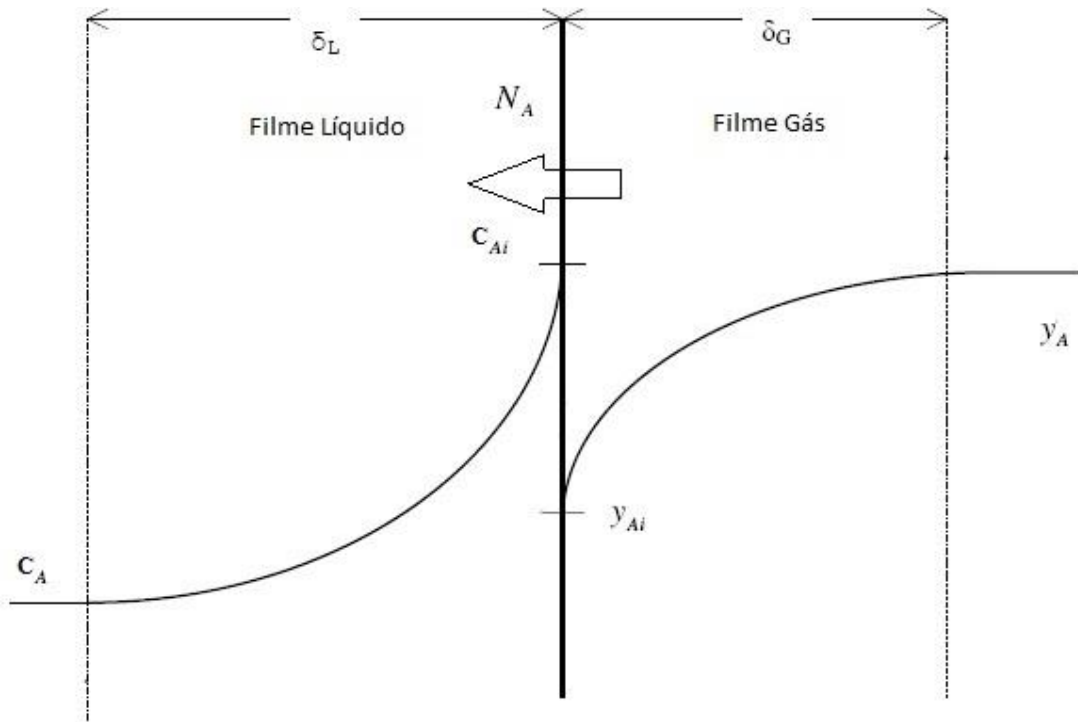


Figura 2.1-Perfil de concentrações junto à interface gás-líquido.

2.3. Coeficientes de transferência de massa

Os coeficientes de transferência de massa podem ser determinados experimentalmente. Uma das formas de os determinar consiste na realização de experiências nas quais é estabelecido operacionalmente que a resistência ao transporte do soluto numa fase seja desprezável face à outra. Os coeficientes globais de transferência de massa permitem determinar o fluxo de matéria, para a fase gasosa, através da seguinte expressão:

$$N_A = K_y \times (y_A - y_A^*) \quad (2.5)$$

Considerando um sistema diluído e a lei de Henry válida vem,

$$y_A^* = m \times x_A \quad (2.6)$$

A relação entre os coeficientes globais e individuais de transferência de massa para a fase gasosa é descrita pela seguinte expressão:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \quad (2.7)$$

2.3.1. Correlação para estimar coeficientes de transferência de massa e áreas interfaciais

As correlações de Onda *et al.*⁽⁴⁾, permitem-nos calcular os coeficientes de transferência de massa individuais para o gás e o líquido (k_v e k_L respetivamente), assim como determinar a área interfacial efetiva de enchimento por unidade de volume (a_w). A área efetiva é determinada pela seguinte expressão:

$$a_w = a_s \times \left[1 - \exp \left(-1,45 \times \left(\frac{\sigma_c}{\sigma} \right)^{0,75} \times R_{eL}^{0,1} \times F_{rL}^{-0,05} \times W_{eL}^{0,2} \right) \right] \quad (2.8)$$

onde a_s é a área superficial por unidade de volume de enchimento, σ é a tensão superficial do líquido e σ_c a tensão superficial crítica. R_{eL} , F_{rL} e W_{eL} representam os números adimensionais Reynolds, Froude e Weber, respetivamente.

Os coeficientes de transferência de massa podem ser obtidos pelas seguintes relações:

$$k_L = 0,0051 \times (R_{eL})^{0,667} \times S_{cL}^{-0,5} \times (a_s \times d_p)^{0,4} \times \left(\frac{\mu_L \times g}{\rho_L} \right)^{0,333} \quad (2.9)$$

$$k_V = c \times R_{eV}^{0,7} \times S_{cV}^{0,333} \times a_s \times D_V \times (a_s \times d_p)^{-2} \times \frac{1}{R \times T} \quad (2.10)$$

Onde $c=5,23$ para $d_p > 0,015m$ e $c=2$ para $d_p < 0,015m$, sendo d_p o diâmetro do enchimento, g a aceleração da gravidade, R a constante dos gases perfeitos, T a temperatura, ρ_L a densidade do líquido, μ_L a viscosidade do líquido e D_V a difusividade da fase de vapor. S_c representa o número adimensional de Schimdt.

2.4.Coluna de absorção com enchimento

O uso de enchimento nas torres de absorção (Figura 2.2) tem como finalidade permitir um contacto contínuo entre os dois fluidos imiscíveis ou parcialmente miscíveis, podendo tratar-se de um líquido e um gás ou de dois líquidos. É o método preferido quando a eficiência do contato por andares é baixa. As colunas podem operar em co-corrente (sentido igual) ou contracorrente (sentido oposto), como mostra a figura 2.3. Quando um componente é absorvido, a sua concentração vai diminuindo na fase gasosa, desde a sua entrada à sua saída e vai aumentando na fase líquida desde a sua entrada à sua saída.

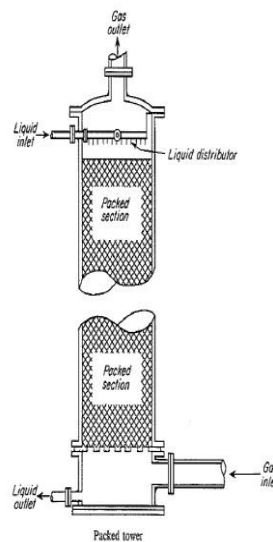


Figura 2.2-Coluna de absorção de enchimento⁽¹⁴⁾.

Num processo em co-corrente (figura 2.3.a) a força diretriz vai diminuindo ao longo da coluna (independentemente da entrada das correntes ser na base ou no topo) diminuindo assim a velocidade de transferência de massa. Num processo em contracorrente (figura 2.3.b) acontece o contrário. Por isso, para recuperações elevadas de soluto, os processos em contracorrente necessitam de menor altura de enchimento. Assumindo que o solvente líquido e o gás de transporte são imiscíveis, quer no processo em contracorrente quer no processo em co-corrente, o caudal de gás vai diminuindo e o caudal de líquido vai aumentando. Os caudais isentos de soluto, o de gás de transporte e o de solvente mantêm-se constantes ao longo da coluna.

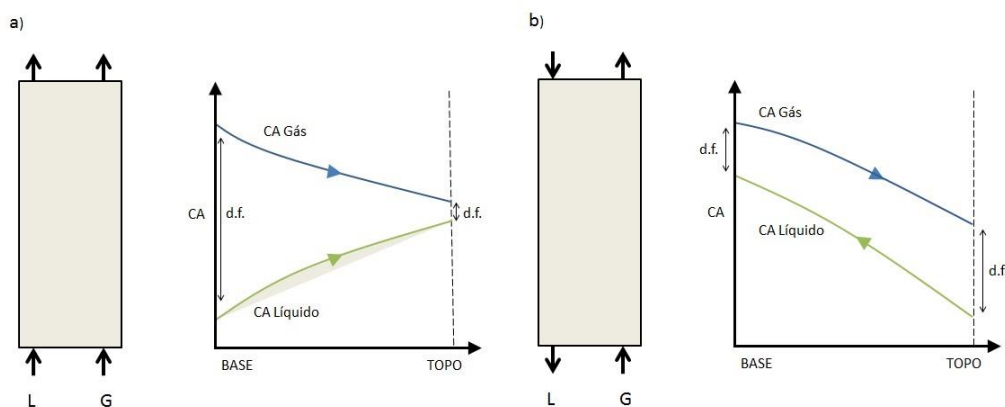


Figura 2.3-Perfis de concentração em colunas de absorção com enchimento e as respetivas forças diretrizes: a) co-corrente, b) contracorrente.

2.5. Tipos de enchimento

Os enchimentos podem ser classificados como desordenados (ou aleatórios) e estruturados. Os enchimentos aleatórios^(6,16,17) podem ser de diferentes tipos e de diferentes materiais, dependendo da sua aplicação. Os mais comuns são os anéis de Raschig, selas Intalox e selas de Berl, construídos em cerâmica, com uma característica particular: quando instalados no leito não encaixam entre si, o que garante uma grande área superficial.

Os enchimentos metálicos são mais recentes, como é o caso dos anéis de Pall, selas Intalox e anéis IMPT. Os enchimentos cerâmicos e os metálicos têm em comum o problema da instalação. Os de cerâmica, por serem frágeis, quebram-se no caso de manuseamento incorreto e os metálicos, por se

deformarem, perdem assim eficiência. De forma a evitar as deformações opta-se por encher a coluna de água antes de colocar os enchimentos.

Atualmente muitos enchimentos são também fabricados em plástico, sendo estes mais baratos, mais resistentes à corrosão e de fácil instalação devido à flexibilidade do plástico.

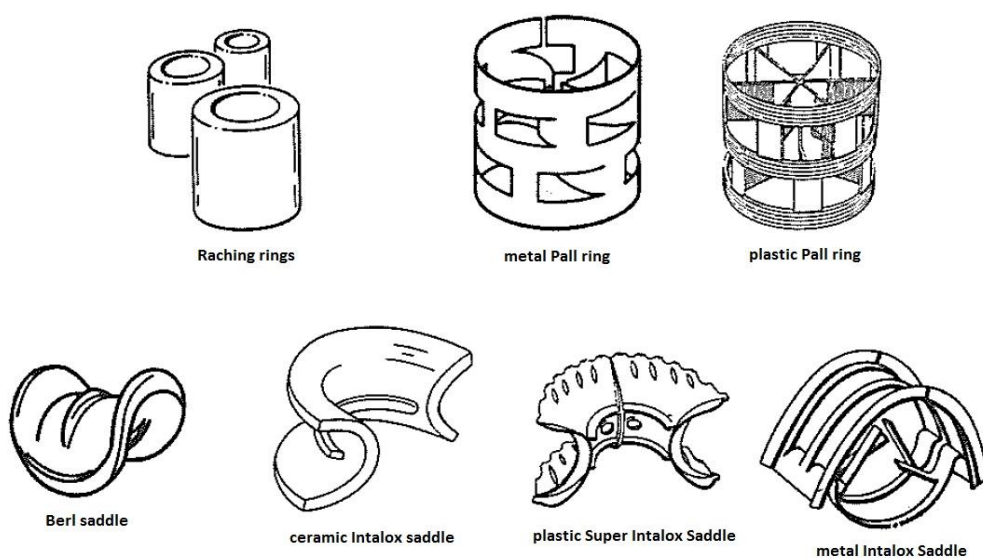


Figura 2.4-Enchimentos mais comuns nas colunas de absorção⁽¹⁴⁾.

Nos enchimentos estruturados⁽⁶⁾ o material é dobrado e disposto com uma geometria regular, de forma a obter uma elevada área de superfície e porosidade. Este tipo de enchimento é produzido por diversos fabricantes e encontra-se disponível em metal, plástico e grés. As vantagens dos enchimentos estruturados em relação aos enchimentos aleatórios são a baixa altura equivalente do prato teórico, (HETP), normalmente inferior a 0,5 m e a baixa queda de pressão (cerca de 100 Pa/m). Hoje em dia estes enchimentos estão cada vez mais a ser seleccionados para separações difíceis, destilação em alto vácuo; aumentar a capacidade e reduzir os requisitos de razão de refluxo numa coluna.

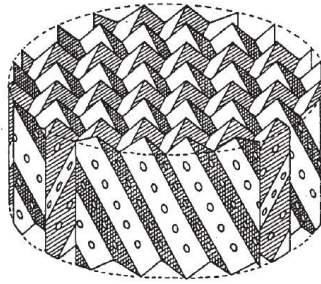


Figura 2.5-Base de um enchimento estruturado⁽⁶⁾.

2.5.1.Requisitos para um bom enchimento

- Baixa retenção de líquido;
- Baixo peso;
- Elevadas resistências química e mecânica;
- Elevada área superficial, maximizando assim a área de contato gás-líquido;
- Baixo custo;
- Provocar reduzida queda de pressão;
- Tamanho nominal do enchimento não deve ser maior que 1/8 do diâmetro da coluna⁽⁷⁾ – para evitar uma má distribuição do líquido.

2.5.2.Grau de humedecimento em colunas com enchimento

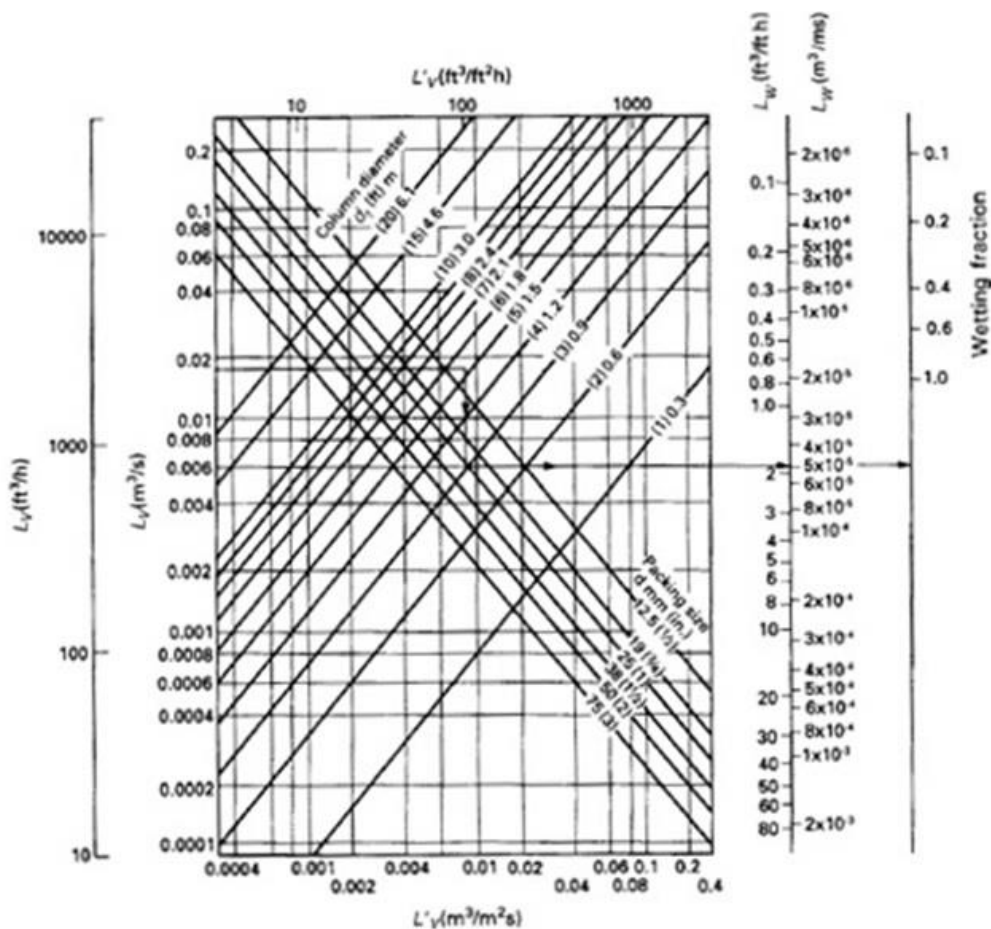
A transferência de massa está diretamente relacionada com o grau de humedecimento que o enchimento apresenta no interior da coluna e esta é condicionada pela distribuição do líquido pelo enchimento. À medida que o líquido desce pela coluna distribui-se uniformemente, molha o enchimento, e a transferência de massa aumenta, atingindo um valor máximo quando o enchimento se encontra perfeitamente molhado.

A taxa de humedecimento é dada pela seguinte expressão⁽¹⁶⁾:

$$L_w = \frac{L_1}{A \times a_s \times \rho_L} \quad (2.11)$$

onde L_1 é o caudal mássico da fase líquida, A é a área da coluna, a_s é a área superficial por unidade de volume e ρ_L a densidade da corrente líquida.

O nomograma da Figura 2.6 permite verificar se o enchimento se encontra apropriadamente humedecido através da relação entre caudal de líquido, o diâmetro da coluna e diâmetro dos anéis. Considera-se que o enchimento está molhado a partir do momento em que a fração de humedecimento é igual ou superior a 1.



2.5.3.Distribuição do líquido

O líquido desce⁽⁶⁾ através do enchimento e pela parede da torre, e deve ser redistribuído depois de aproximadamente 3 diâmetros da torre no caso de anéis de Raschig. Normalmente neste tipo de anéis a altura máxima de enchimento por secção é de 3,048 m a 4,572 m. Esta forma de distribuição afasta o líquido da parede e arrasta-o para o centro da torre, de forma a começar uma nova distribuição e entrar em contacto com a secção de enchimento seguinte.

Normalmente quando se trata de enchimentos empilhados não é necessário usar a redistribuir o líquido uma vez que este flui essencialmente na vertical, no entanto a maior parte das colunas não usam este tipo de enchimento.

2.5.4.Hidrodinâmica de colunas com enchimento

Para otimizar a operação de uma coluna de absorção com enchimento é necessário analisar parâmetros hidrodinâmicos tais como, queda de pressão e retenção da fase dispersa (*hold-up*). Estes parâmetros são função de diversas variáveis como a velocidade das fases, condições de operação, tipo de coluna e características dos fluidos.

Existem três regimes⁽⁸⁾ hidrodinâmicos distintos dentro de uma coluna de absorção com enchimento e com fluxo em contracorrente:

- Regime abaixo do ponto de carga (*loading point*), onde os fluxos do gás e do líquido não têm uma interação significativa -o *hold-up* não depende da velocidade do gás;
- Regime na zona de carga, a tensão de cisalhamento entre o gás e o líquido no início vai aumentando lentamente e depois aumenta rapidamente até atingir o ponto de inundação (*flooding point*) – o *hold-up* aumenta com o fluxo do gás;
- Regime no ponto de inundação, corresponde a um estado hidrodinâmico crítico, uma vez que, a determinado processamento de líquido, o fluxo de gás aumenta de tal forma que ocorre o transbordamento do líquido da coluna.

A nível industrial deve-se calcular a queda de pressão, o hold-up total e o ponto de inundação, o qual nunca deve ser atingido durante a operação.

2.5.5. Queda de Pressão

A queda de pressão^(8, 9) é um fator importante a ter em conta nas torres de absorção dado que quantifica a dispersão das fases e é decisiva na estimativa da eficiência. Depende das velocidades das fases líquida e gasosa, do tipo de enchimento e do tipo de fluido.

A análise da queda de pressão permite verificar que um aumento na área superficial do enchimento ou diminuição da porosidade levam a uma queda de pressão maior e que quando a velocidade do gás é elevada, a queda de pressão aumenta.

A Figura 2.7 permite observar que para uma dada velocidade do gás a queda de pressão aumenta, com o aumento da velocidade do líquido, devido à diminuição da área de secção livre disponível para o fluxo de gás. Abaixo da zona de carga (linha B-B') a retenção do líquido é constante com a variação da velocidade do gás, mas aumenta como o fluxo do líquido. Na zona de carga (BB'CC') a retenção de líquido aumenta rapidamente com o regime de gás, a área livre para o gás vai diminuindo, aumentando assim a queda de pressão. À medida que o regime de gás aumenta até (C'-C) para um regime de líquido fixo, ocorrem algumas mudanças tais como:

1. Surgimento na parte superior do enchimento de uma camada de líquido através da qual borbulha o gás;
2. O líquido pode encher a coluna devido à mudança gás-líquido para líquido-gás disperso contínuo;
3. Possibilidade de surgimento de espuma através do enchimento.

A partir da linha C'-C aumenta a retenção de líquido pelo gás ocorrendo assim a inundação da coluna (aumento da queda de pressão ⁽⁹⁾).

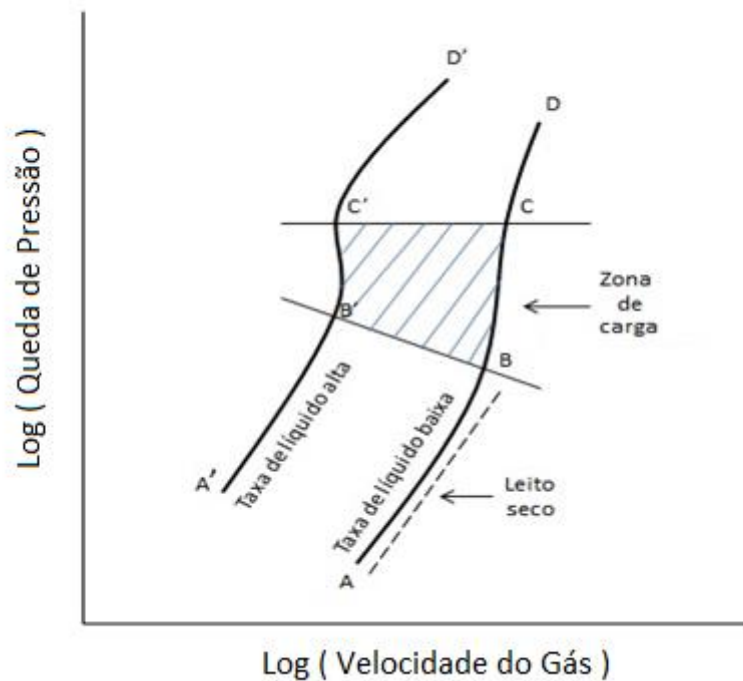


Figura 2.7-Comportamento da queda de pressão em colunas de enchimento.

3.Dióxido de enxofre

O dióxido de enxofre, também conhecido como anidrido sulfuroso, é um composto constituído por dois átomos de oxigénio e um átomo de enxofre, cuja fórmula química é:

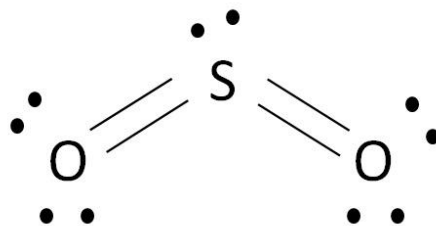


Figura 3.1-Molécula de SO₂.

É um gás incolor, solúvel em água, tóxico, não inflamável e foi o primeiro produto obtido por combustão do enxofre e ustulação de sulfuretos metálicos.

Como é duas vezes mais denso do que o ar tende a ocupar as partes mais baixas nos recipientes em que é contido. É considerado um dos compostos químicos mais importantes, devido à diversa empregabilidade, quer a nível comercial quer a nível industrial. Devido ao carácter redutor e inibidor é usado regularmente nas indústrias de papel e celulose, branqueamento de tecidos, conservação de fruta, etc. A tabela 3.1 mostra algumas propriedades do SO₂.

Tabela 3.1-Propriedades do SO₂⁽¹⁹⁾.

Fórmula química	SO ₂
Massa molar	64,06 g/mol
Ponto de ebulição	-10 °C
Ponto de fusão	-75°C
Solubilidade em água	11,577g/100g H ₂ O (20°C)
Pressão de vapor	0,33 MPa (21°C)

Na empresa o SO₂ é usado no fabrico de dióxido de cloro (ClO₂) como redutor do clorato de sódio em três reatores, como redutor do cloro residual na última fase e também como controlador de pH no sistema de água da mesa de formação da máquina de secagem.

3.1.Oxidação do enxofre

A produção do dióxido de enxofre é feita através da queima de enxofre fundido num forno e pode ser traduzida através da seguinte reação química:



Teoricamente como o ar é constituído por 21% de oxigénio e 79% de azoto e este último não reage, conclui-se que a concentração máxima de SO₂ será apenas de 21%. A situação ideal seria trabalhar com 21% de concentração, isto é, sem excesso de oxigénio de forma a garantir produções elevadas de SO₂ e produção nula de SO₃. O trióxido de enxofre é o produto resultante da reação

quando há excesso de oxigénio, e forma-se a temperaturas entre 400 e 700°C e abaixo de 200°C. Quando combinado com a água origina o ácido sulfúrico, podendo causar corrosão. Quando o enxofre vaporizado não reage com o oxigénio ocorre sublimação. Quando entra na torre de arrefecimento solidifica rapidamente.

Uma parte do gás produzido no forno vai para os reatores de dióxido de cloro e a outra vai para a torre de absorção. Na torre o gás é absorvido em água de forma a formar a solução de dióxido de enxofre.

A absorção do dióxido de enxofre em água é traduzida pela seguinte equação:



3.2.Etapas da produção de dióxido de enxofre na Soporcel

A produção de dióxido de enxofre gasoso na empresa é descrita em 6 etapas:

1. Fusão do enxofre
2. Combustão do enxofre
3. Arrefecimento do dióxido de enxofre gasoso
4. Gaseificador de dióxido de enxofre líquido
5. Absorção do dióxido de enxofre na torre de absorção
6. Armazenamento e transferência da solução de dióxido de enxofre

1. Fusão do enxofre

É introduzido no fundidor o enxofre no estado sólido, através de uma pá carregadora. O fundidor tem serpentinas a vapor e é constituído por dois compartimentos, no primeiro ocorre a fundição e o segundo apresenta duas bombas verticais de enxofre fundido. Uma das bombas transfere o enxofre líquido para o tanque de nível de onde vai ser posteriormente bombeado pela bomba para o forno. Ambas as bombas têm um filtro na admissão.

2. Combustão do enxofre

A tubagem de envio do enxofre líquido do fundidor para o queimador é encamisada e aquecida com vapor de modo a evitar que o enxofre solidifique. No queimador é introduzido o enxofre líquido juntamente com ar, de modo a obter a atomização necessária para uma boa combustão com o ar, soprado através de uma abertura no centro do queimador. O ar é introduzido de forma tangencial para provocar um melhor efeito de mistura, proporcionando uma queima eficiente. Na linha de ar à entrada do queimador há um manómetro que indica a pressão nesse ponto.

A temperatura do enxofre fundido é cerca de 140°C. Há um exaustor que força a passagem do ar pela camisa que envolve o forno de modo a garantir o arrefecimento da parede metálica.

3. Arrefecimento do dióxido de enxofre gasoso

Depois da combustão do enxofre no queimador, o dióxido de enxofre gasoso produzido, cujas temperaturas oscilam entre os 700°C e 1200°C vai para a base da torre de arrefecimento. O gás quente entra na torre através do tubo de Hastelloy revestido a tijolo refratário. A torre apresenta três chuveiros de modo a assegurar um bom contacto entre o gás e água e garantir que o interior da torre se encontra totalmente molhado. Se existissem pontos secos no seu interior, haveria uma rápida corrosão. Há um chuveiro suplementar de emergência. Os chuveiros ao introduzirem água sobre o SO₂ (gás) a alta temperatura provocam a sua evaporação e garantem o arrefecimento do gás para 80 a 85°C. Através da circulação e arrefecimento da solução em um dos dois permutadores de calor, o gás arrefece para cerca de 40°C. O dióxido de enxofre sai da torre de arrefecimento a cerca de 40°C. Se a temperatura fosse superior a 55°C, a instalação pararia de imediato. O caudal de dióxido de enxofre

gasoso à saída da torre é repartido pelos reatores, uma parte vai para o dióxido de cloro e a outra para a torre de absorção onde se vai formar o dióxido de enxofre líquido.

4. Gaseificador de dióxido de enxofre líquido

Este sistema encontra-se desativado.

5. Absorção de dióxido de enxofre na torre de absorção

A absorção total do dióxido de enxofre gasoso é obtida em duas fases distintas:

Fase 1: Absorção de dióxido de enxofre por solução aquosa de SO₂ proveniente do tanque de recirculação 56-2202 com concentração idêntica à utilizada no branqueamento através das bombas 56-2105 e 56-2106 e chuveiros de introdução localizados a meio da torre;

Fase 2: Absorção de dióxido de enxofre por introdução de água fresca na parte superior da torre, com caudal controlado por válvula controladora.

6. Armazenamento e transferência da solução de dióxido de enxofre

A solução de SO₂ à saída da torre desloca-se por gravidade para o tanque de recirculação (56-2202) donde vai uma parte para a primeira fase de absorção da torre (ver ponto 5) e a outra parte é bombeada por intermédio da bomba de transferência 56-2107 para os tanques de armazenamento 56-2203 e 56-2204.

3.3. Estudo da Torre de absorção de SO₂ da Soporcel

A figura 3.2 ilustra a Torre de absorção em estudo:



Figura 3.2-Torre de absorção em estudo.

A torre de absorção de SO₂ que se encontra na Soporcel, na instalação dos químicos foi projetada para a separação de SO₂ e para absorver o máximo de gás em situação de explosão nos reatores Mathieson. Esta está a funcionar com pouca eficiência uma vez que no topo da coluna há saída visual de gás (penacho) quando se pretende aumentar a produção de sulfuroso.

A torre de absorção em estudo é uma torre em PVC reforçada com poliéster e tem as seguintes características:

- 1.56 m de diâmetro;
- 12.2 m de altura;
- Apresenta dois leitos de enchimento, ambos com anéis de Raschig. Um deles com 15 mm de diâmetro e o outro com 10 mm de diâmetro;
- 2 bombas, sendo 1 de reserva, que debitam um caudal de recirculação de 45m³/h;
- 1 bomba que envia solução de SO₂ para um tanque de armazenamento com uma capacidade de 175 m³.

3.3.1. Constituição do interior da torre

A base da torre apresenta um leito de 4 m de altura com anéis de Raschig de 15 mm de diâmetro. No seu topo tem um leito de 6 m de altura com anéis Raschig de 10 mm de diâmetro. Entre os leitos encontra-se o chuveiro de soluções recirculadas, que provém de uma linha de 125 mm de diâmetro que se ramifica em 5 braços com 19 orifícios de 25 mm de diâmetro. Acima dos leitos encontra-se o chuveiro de água fresca, make-up, com características idênticas ao anterior.

A área de saída da água no interior da torre é de 93.3 cm² e a área das tubagens é de 122.7 cm². No chuveiro de solução recirculada o caudal é de 45 m³/h e a velocidade de saída é de 1.34 m/s. Relativamente ao chuveiro de água fresca, o caudal de operação médio utilizado é de 9,25 m³/h e a água sai pelos orifícios com uma velocidade de 0.275 m/s.

3.4. Introdução ao Aspen Plus

O Aspen Plus é o principal simulador de processos químicos disponível no mercado.

O programa inclui uma biblioteca de blocos de operações unitárias padrão (reatores, extratores, colunas de absorção, bombas, etc.) que permitem representar processos da indústria química⁽¹²⁾. A simulação é feita através da configuração das operações unitárias, considerando os fluxos de massa e energia que fazem parte do processo. Apresenta também uma base de dados com modelos termodinâmicos, correlações e coeficientes de interação fundamentais para o cálculo das propriedades físicas dos componentes.

Para garantir uma correta simulação deve-se seguir os seguintes passos:

- Definir os componentes (todos os compostos revelantes no processo);
- Escolher o método termodinâmico usado para o cálculo das propriedades dos componentes e avaliar as condições de equilíbrio ao longo do processo;
- Definir o diagrama processual: representar as correntes de entrada e saída assim como as operações unitárias (*blocks*) a serem simuladas
- Definir condições de operação: caracterizar a composição, pressão, temperatura e caudal de cada corrente, e preencher as especificações de cada equipamento;
- Verificar os métodos de convergência: garantir que a resolução numérica se adequa à precisão pretendida.

3.4.1. Validação do Modelo Termodinâmico

Para executar uma simulação em Aspen Plus é necessário selecionar um modelo termodinâmico. Para o caso em estudo recorreu-se ao módulo Aspen Properties para comparar os dados de equilíbrio do SO₂ em água a diversas temperaturas com os diferentes modelos termodinâmicos disponíveis. Os dados experimentais de equilíbrio foram tirados da literatura⁽⁹⁾.

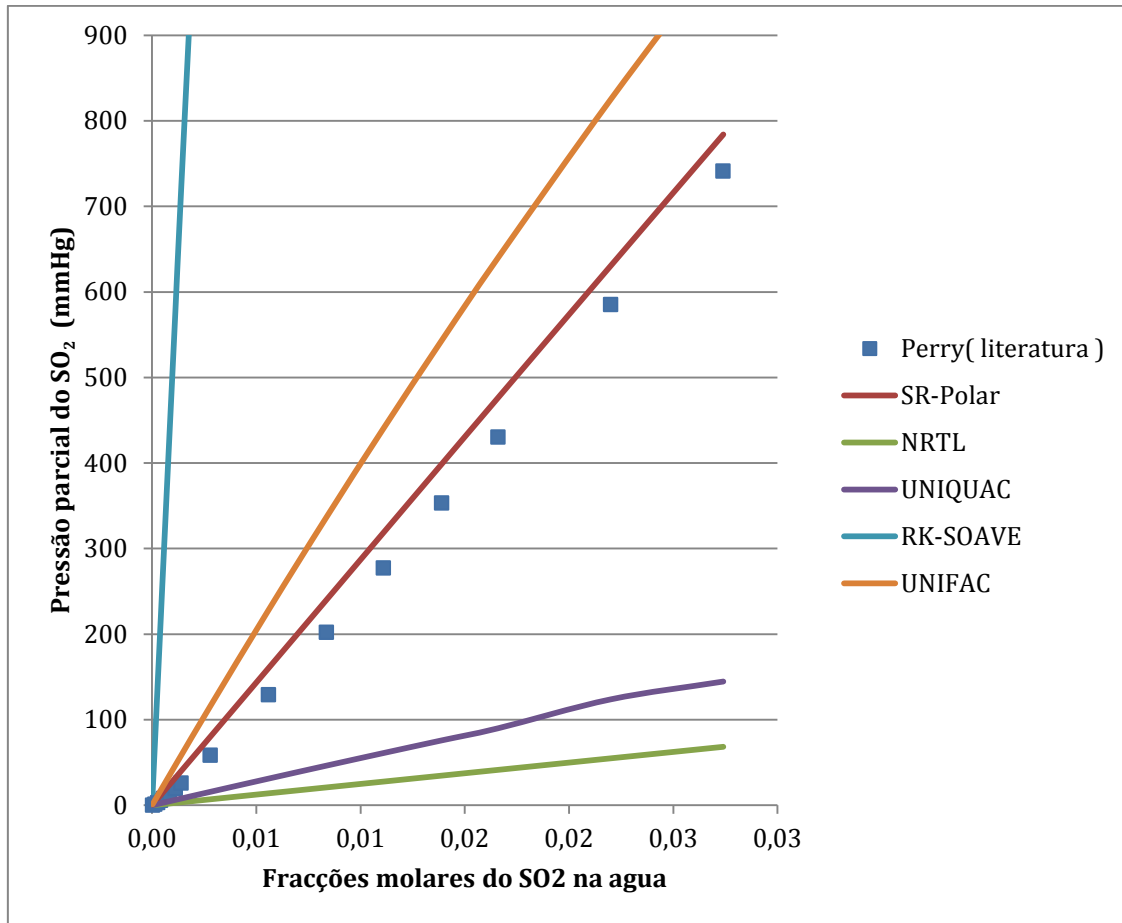


Figura 3.3-Dados de equilíbrio do SO_2 em água a 20 °C estimados por diversos métodos.

Uma equação de estado é construída a partir da combinação independente de contribuições atrativas e repulsivas, e tipicamente recorre a parâmetros corretivos destas contribuições.

A Figura 3.3 mostra que o método que mais se aproxima aos dados retirados da literatura é o método SR-Polar. Este método é baseado num modelo de equação de estado de Schwarzenuber and Renon, que é uma extensão da equação de estado de Redlich-Kwong–Soave. Trata-se de um método que pode ser aplicado em sistemas com componentes não polares ou altamente polares, em misturas não ideais e em sistemas a elevadas temperaturas e pressões. A sua equação é a seguinte⁽¹⁰⁾:

$$P = \frac{R \times T}{V_m + c - b} - \frac{a}{(V_m + c) \times (V_m + c + b)} \quad (3.3)$$

onde, V_m é o volume molar, e as constantes a , b e c são os fatores corretivos.

a é o parâmetro corretivo relacionado com as forças atrativas e é dado diretamente pela equação 3.4, implicando também as equações 3.5, 3.6, 3.7 (função, entre outras, do fator acêntrico, ω , e dos q que são parâmetros obtidos a partir das equações de vapor), 3.8 e 3.9

$$a = \sum_i \sum_j x_i x_j \times (a_i a_j)^{0.5} \times [1 - k_{a,ij} - l_{ij} \times (x_i - x_j)] \quad (3.4)$$

$$a_i = f(T, T_{ci}, P_{ci}, \omega_i, q_{0i}, q_{1i}, q_{2i}) \quad (3.5)$$

$$k_{a,ij} = k_{a,ij}^0 + k_{a,ij}^1 \times T + \frac{k_{a,ij}^2}{T} \quad (3.6)$$

$$l_{ij} = l_{ij}^0 + l_{ij}^1 \times T + \frac{l_{ij}^2}{T} \quad (3.7)$$

$$k_{a,ij} = k_{a,ji} \quad (3.8)$$

$$l_{ij} = -l_{ji} \quad (3.9)$$

b é um parâmetro repulsivo de correção ao volume molar, e é dado diretamente pela equação 3.10 e depende também das equações 3.11 e 3.12.

$$b = \sum_i \sum_j x_i x_j \times \frac{b_i + b_j}{2} \times (1 - k_{b,ij}) \quad (3.10)$$

$$b_i = f(T_{ci}, P_{ci}) \quad (3.11)$$

$$k_{b,ij} = k_{b,ij}^0 + k_{b,ij}^1 \times T + \frac{k_{b,ij}^2}{T} \quad (3.12)$$

c também é um parâmetro corretivo do volume molar e é dado pela

equação 3.13 e depende também da equação 3.14

$$c = \sum_i x_i c_i \quad (3.13)$$

$$c_i = f\left(\frac{T}{T_{Ci}}, c_{0i}, c_{1i}, c_{2i}\right) \quad (3.14)$$

$k_{a,ij}$, $k_{b,ij}$ e l_{ij} são parâmetros binários que visam a correção do efeito de interação e são dependentes da temperatura. Na maioria dos casos $k_{a,ij}^0$ e l_{ij}^0 são suficientes para o sistema em estudo. Os cálculos de equilíbrio líquido-vapor são independentes de c . No entanto c , influencia a fugacidade e os valores podem ser ajustados para os volumes molares.

Requisitos do modelo:

- Para os componentes polares, os parâmetros são determinados através dos dados de pressão de vapor gerados pela equação de Antoine;
- Parâmetros binários dependem da temperatura, permitindo assim representar com precisão o equilíbrio de fases.

Caso não se insira os parâmetros binários, o Aspen Plus vai estimá-los automaticamente através dos dados de ELV (equilíbrio líquido-vapor) gerados através do método UNIFAC (contribuição de grupos).

3.4.2. Bloco de operação unitária: Ratefrac

A maioria dos blocos disponíveis no Aspen Plus para simular e projetar processos de separação multiestágios e multicomponentes assumem a existência de andares de equilíbrio, isto é, que a fase líquida e de vapor se encontram em

equilíbrio termodinâmico à saída de cada andar. As composições, temperaturas e caudais de escoamento do líquido e vapor são obtidos através de balanços materiais e energéticos e das relações de equilíbrio para cada andar.

Para simular uma coluna cuja operação não é bem traduzida por andares de equilíbrio, o que se verifica no caso em estudo, o bloco Ratefrac⁽¹⁰⁾ é o mais indicado. Este permite simular colunas reais de pratos ou enchimento em todos os tipos de operações multiestágios líquido-vapor tais como absorção, destilação e extração.

A coluna é dividida em segmentos que são usados para avaliar a transferência de massa e calor entre as fases de contato. Os segmentos representam uma porção de enchimento da coluna com enchimento (ou um ou mais pratos caso se trate de uma coluna de pratos). Deve existir 3,3 segmentos por metro de enchimento e a altura do segmento não deve ser menor que o tamanho médio do enchimento usado.

Para os sistemas não reativos o Ratefrac compreende:

- Balanços mássicos e energéticos às fases líquida e gasosa;
- Correlações para estimar coeficientes de transferência de massa e calor, e áreas interfaciais;
- Modelos de transferência de massa e calor para determinar a transferência interfacial;
- Relações de equilíbrio líquido-vapor usadas na interface.

Caso se trate de sistemas reativos, usa equações que explicam a influência da reação química nos processos de transferência de massa e calor. Quando as reações são de equilíbrio este apresenta equações para representar as condições de equilíbrio químico.

Este modelo evita a necessidade de calcular a eficiência em colunas de pratos ou enchimentos, uma vez que tem maior capacidade preditiva do que o modelo de equilíbrio.

3.5. Metodologia de cálculo

A figura 3.4 representa todo o processo necessário para a realização de uma simulação em Aspen Plus:

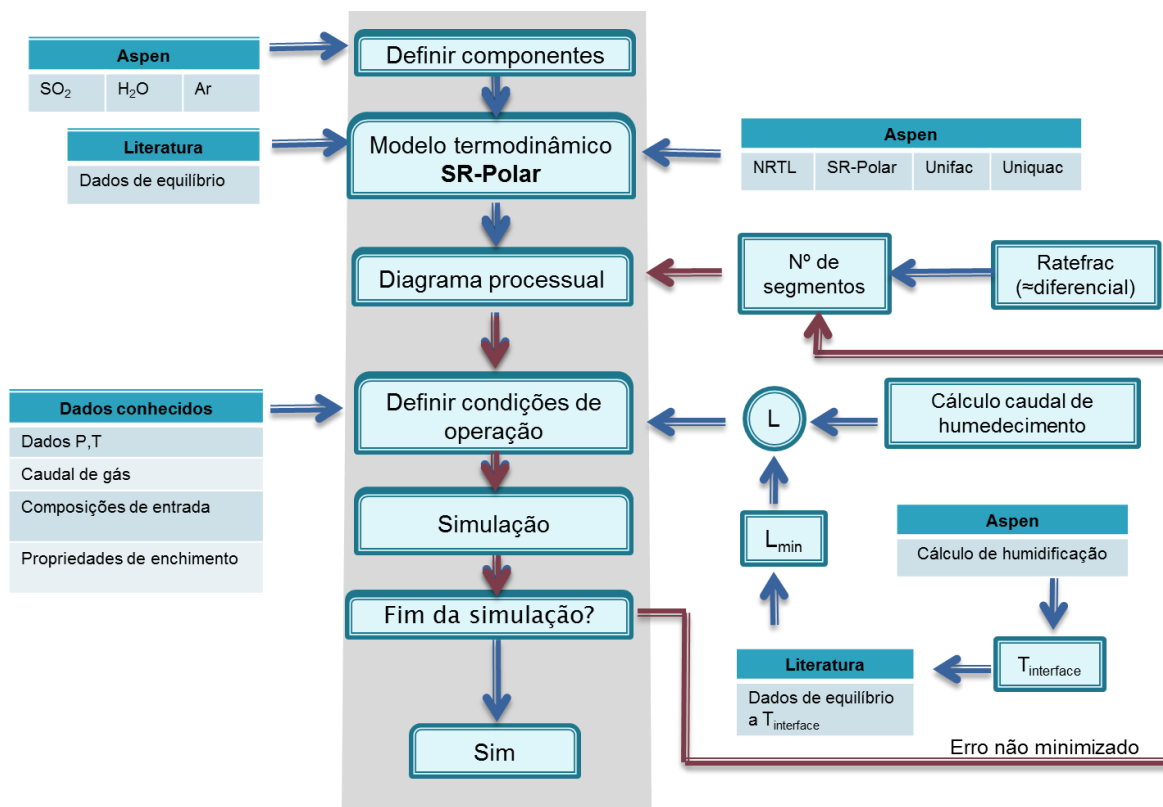


Figura 3.4-Esquema de cálculo de uma simulação em Aspen Plus.

4. Resultados e Discussão

4.1. Análise preliminar da coluna em estudo

Caudais

São fornecidos os caudais de entrada da corrente gasosa e líquida usados na empresa e a concentração de saída de SO₂ na corrente líquida.

O caudal de água fresca usado na empresa é de $5,13 \cdot 10^5$ mol/h. Para proceder ao cálculo do caudal mínimo é necessário conhecer a linha de operação

e a linha operatória que intersesta a linha de equilíbrio. O declive dessa reta é dado pela seguinte expressão:

$$\frac{L'_{\min}}{V'} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_{1eq} - X_2} \quad (4.1)$$

onde L'_{\min} e V' são o caudal mínimo de líquido e o caudal de gás, em base sem soluto, respetivamente, $Y_1 - Y_2$ corresponde à diferença entre as frações de vapor (base sem soluto) nas condições de entrada e saída, e $X_{1eq} - X_2$ corresponde à diferença entre as frações de líquido nas condições de entrada e saída (base sem soluto).

,

A figura 4.1 representa o cálculo do caudal mínimo de operação:

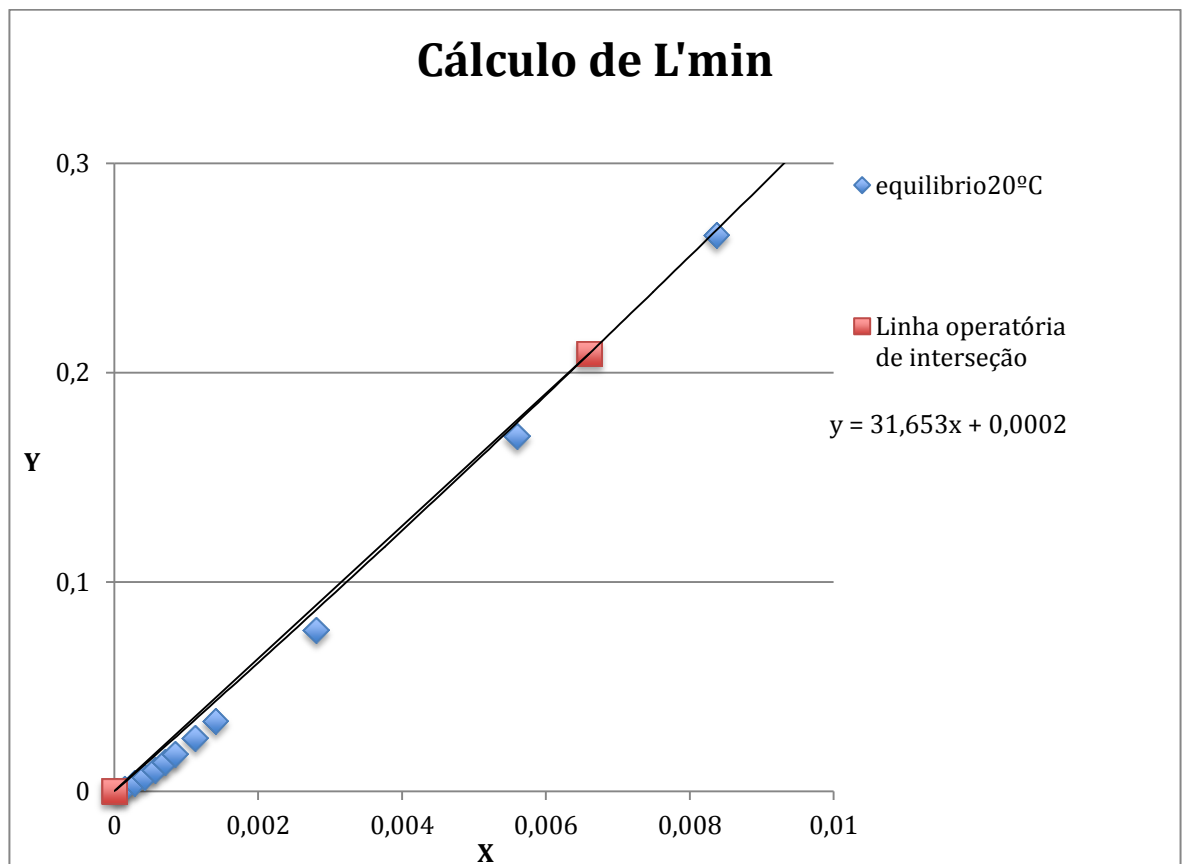


Figura 4.1-Cálculo do caudal mínimo de água

O valor do caudal mínimo obtido é de $2,37 \cdot 10^5$ mol/h, ou seja, é cerca de duas vezes superior ao caudal de água fresca usado atualmente na empresa.

Norman recomenda⁽⁶⁾ um fluxo de água acima dos $2,7 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ e no caso em estudo o fluxo de água é de $1,34 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$.

Frações molares

As frações de entrada tanto para a corrente líquida como para a corrente gasosa são conhecidas. Segundo a legislação⁽¹⁾ só podem ser emitidos para a atmosfera 500 mg/Nm^3 , ou seja, a fração gasosa de saída de SO₂ não pode ser superior a $1,748 \cdot 10^{-4}$.

A fração de saída do líquido é facilmente calculada uma vez que se conhece a concentração de saída do SO₂ na fase líquida. Através de um balanço material ao soluto obtém-se a fração de saída do soluto na corrente gasosa (0,0157) que é superior à pretendida de acordo com a legislação.

Temperatura

São conhecidas as temperaturas das correntes líquida e gasosa de entrada. O conhecimento das temperaturas de saída é obtido em resultado das simulações realizadas para a fração de vapor à saída, sendo dependentes destes resultados.

Enchimento

A literatura⁽⁶⁾ indica que a altura máxima de enchimento (com anéis de Raschig) sem usar redistribuidores de líquido é igual a três diâmetros de coluna. Como o diâmetro da torre é de 1,56 metros, a altura máxima de enchimento sem necessidade de redistribuidores de líquido seria de 4,68 m. Uma vez que a torre em estudo tem uma seção de enchimento de 6 m de altura, ou seja, acima do recomendado, verifica-se a necessidade do uso de redistribuidores. A torre em estudo possui 38 orifícios distribuidores de líquido (19 no topo e 19 entre os leitos)

para uma seção de $1,911\text{m}^2$, quando por indicação da literatura⁽⁹⁾ o mínimo seria de $40 /\text{m}^2$ de seção de coluna, sendo o ideal $60\text{-}100/\text{m}^2$. Para este caso seriam necessários no mínimo 77 orifícios.

Na Figura 4.1 representa-se a resolução do nomograma apresentado no Capítulo 2 (Figura 2.6) para a torre de absorção em estudo. A mesma baseou-se nos seguintes dados: caudal de água fresca, diâmetro da torre existente e o diâmetro dos enchimentos. Como no gráfico não se encontram valores relativos aos diâmetros de enchimento usados pela empresa, fez-se a média dos diâmetros (12,5 mm).

A determinação gráfica da fração de humedecimento parte do caudal de água fresca conhecido (ponto I, ver Figura 4.1) o qual intersesta a linha correspondente a um diâmetro de coluna de 1,5 m (ponto II). A interseção vertical do ponto II com a linha correspondente a um enchimento de 12,5 mm (ponto III), permite finalmente conhecer a correspondente fração de humedecimento (*wetting fraction*), lida à direita do gráfico (ponto IV). O resultado obtido aponta para uma fração de humedecimento de 0,18. Em geral, considera-se que um enchimento se encontra bem molhado se esta fração for igual ou maior do que 1.

Assim a conjugação de um humedecimento ineficiente com a má distribuição de líquido podem contribuir para a fraca eficiência da coluna de absorção.

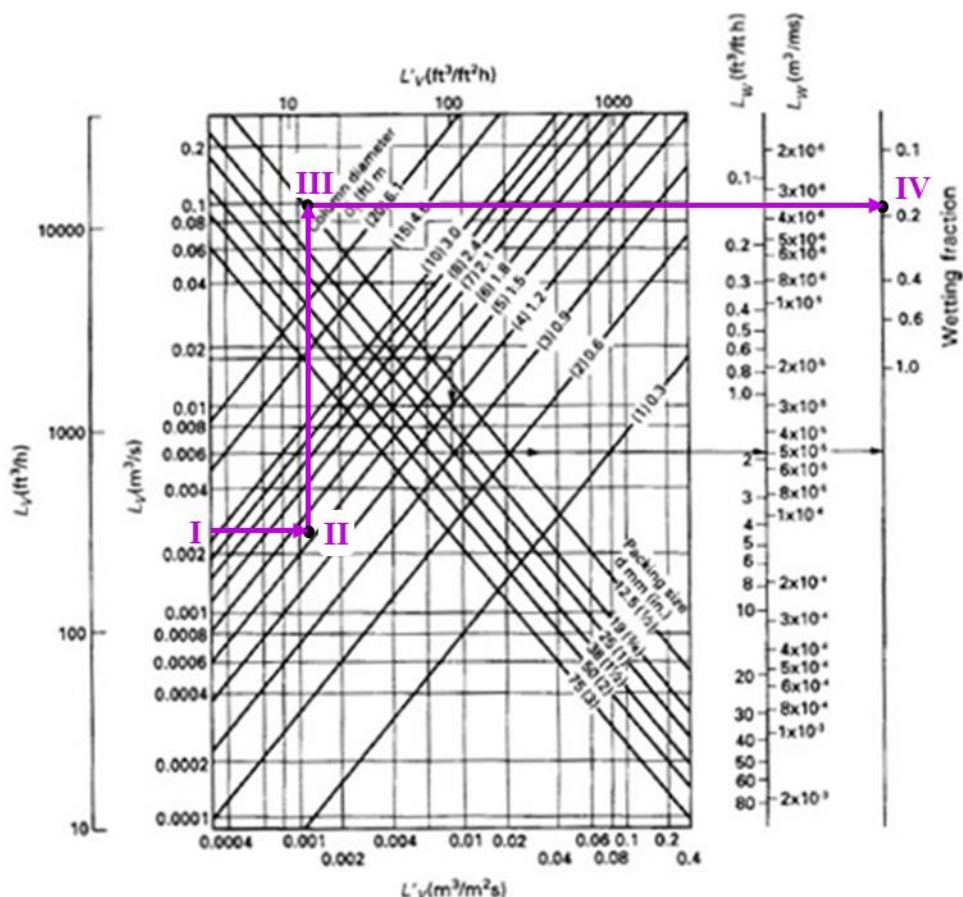


Figura 4.2-Nomograma para a coluna em estudo-adaptado de Richardson et al⁽¹⁶⁾

4.2.Simulação em Aspen Plus do caso de estudo

Como forma de validar os pressupostos do simulador referidos na seção 3.4, foram realizadas simulações de casos reportados na literatura relativos à absorção de gases (SO₂ e acetona em água). Uma vez que se obtiveram dados concordantes com os da literatura, a simulação destes casos permitiu validar o programa relativamente ao método termodinâmico, às correlações para estimar coeficientes de transferência de massa, calor e áreas interfaciais, e os modelos de transferência de massa e calor na interface.

Após esta validação do simulador procedeu-se ao estudo do processo da empresa usando os respetivos dados reais (ver seção 3.3 e Tabela 4.1). Para as correntes de entrada, denominadas LIN e GASIN, introduziram-se as condições de operação. Dentro do bloco B1 que representa a torre em estudo foram

definidos os 2 enchimentos e esta foi repartida em segmentos de forma a satisfazer as condições referidas anteriormente. Como critério de convergência admitiu-se um erro até 0,4% para a fração de vapor obtida.

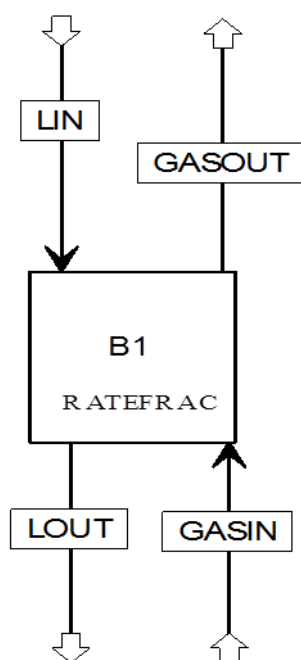


Figura 4.3-Simulação da torre em estudo no Aspen Plus

Tabela 4.1-Valores obtidos em Aspen Plus para a coluna em estudo.

Heat and Material Balance Table					
Stream ID		GASIN	GASOUT	LIN	LOUT
Temperature	C	55,0	20,0	20,0	21,7
Pressure	bar	1,639	1,639	1,639	1,639
Vapor Frac		1,000	1,000	0,000	0,000
Mole Flow	kmol/hr	9,044	6,881	512,710	514,873
Mass Flow	kg/hr	309,189	198,182	9236,614	9347,621
Volume Flow	cum/hr	150,219	102,282	9,269	9,359
Enthalpy	MMkcal/hr	-0,149	-0,006	-35,065	-35,208
Mole Flow	kmol/hr				
SO ₂		1,564	trace		1,564
WATER		0,698	0,099	512,710	513,309
AIR		6,782	6,782		< 0,001
Mole Frac					
SO ₂		0,173	trace		0,003
WATER		0,077	0,014	1,000	0,997
AIR		0,750	0,986		258 PPB

Consultando a Tabela 4.1, que contém os resultados da simulação em Aspen Plus, verifica-se que se obtém uma fração molar de SO₂ na fase gasosa vestigial (*trace*). Esta informação indica que o simulador concluiu a resolução numérica e obteve uma fração muito baixa, na ordem de -13. Este resultado não está de acordo com o que se antecipava já que se havia concluído que, nas condições atuais, a torre não satisfaz a condição de humedecimento (Figura 4.2). Esta observação revela que o simulador não tem qualquer mecanismo de confirmação das condições de humedecimento e que apenas calcula matematicamente a separação. Por este motivo, os valores obtidos no simulador para este caso não correspondem ao funcionamento real do equipamento.

4.3.Propostas

O uso de enchimentos com elevada área de contacto por unidade de volume, como é o caso dos utilizados, só permite um bom contacto entre as fases se o líquido apresentar uma distribuição uniforme no leito. Uma vez que a torre apresenta irregularidades ao nível do humedecimento do enchimento e distribuição do solvente, apresentar-se-ão propostas para corrigir as irregularidades detetadas (propostas 1 a 3). Adicionalmente apresenta-se uma proposta de projeto de uma torre de enchimento para a separação pretendida (proposta 4).

A correção do funcionamento deficiente da torre em estudo pode ser conseguida através da modificação dos enchimentos e/ou caudais:

- | | |
|------------|--|
| Proposta 1 | Manter a coluna e o tamanho médio do enchimento atual;

Calcular o caudal de água para humedecer o enchimento e assegurar a separação. |
| Proposta 2 | Manter a coluna. Para evitar um aumento do caudal de água tão elevado, propõe-se a alteração do diâmetro do enchimento para 38mm. |
| Proposta 3 | Manter a coluna. Para evitar um caudal de água tão elevado, propõe-se a alteração do diâmetro do enchimento para 75mm |

4.3.1. Análise gráfica da Proposta 1

Para se determinar o caudal mínimo de água que garante uma fração de humedecimento igual a 1 para um enchimento 12,5 mm, há que resolver graficamente o nomograma da Figura 2.6.

A resolução pretendida é distinta daquela realizada na análise preliminar da coluna em estudo (Figura 4.2), uma vez que se pretende obter um caudal de líquido a partir de uma fração de molhamento conhecida, e não o contrário.

Assim apresenta-se na Figura 4.4 a resolução gráfica para a proposta 1. Partindo de uma fração de humedecimento igual a 1 (ponto I), procura-se o ponto de interseção com a linha de diâmetro de enchimento pretendido (12,5 mm), (ponto II). Uma vez que ponto II coincide em simultâneo com a interseção à linha de diâmetro de diâmetro de coluna no valor de 1,5 m, o caudal de líquido é obtido pela interseção horizontal deste ponto com o eixo dos caudais (ponto V).

Esta resolução permite concluir que um caudal de água a partir de 0,018m³/s assegura a condição de humedecimento do enchimento e a da separação pretendida. Verifica-se que o caudal é cerca de 7 vezes superior ao caudal de água usado atualmente na empresa. As propostas seguintes (2, 3) visam evitar o uso de caudais de água tão elevados.

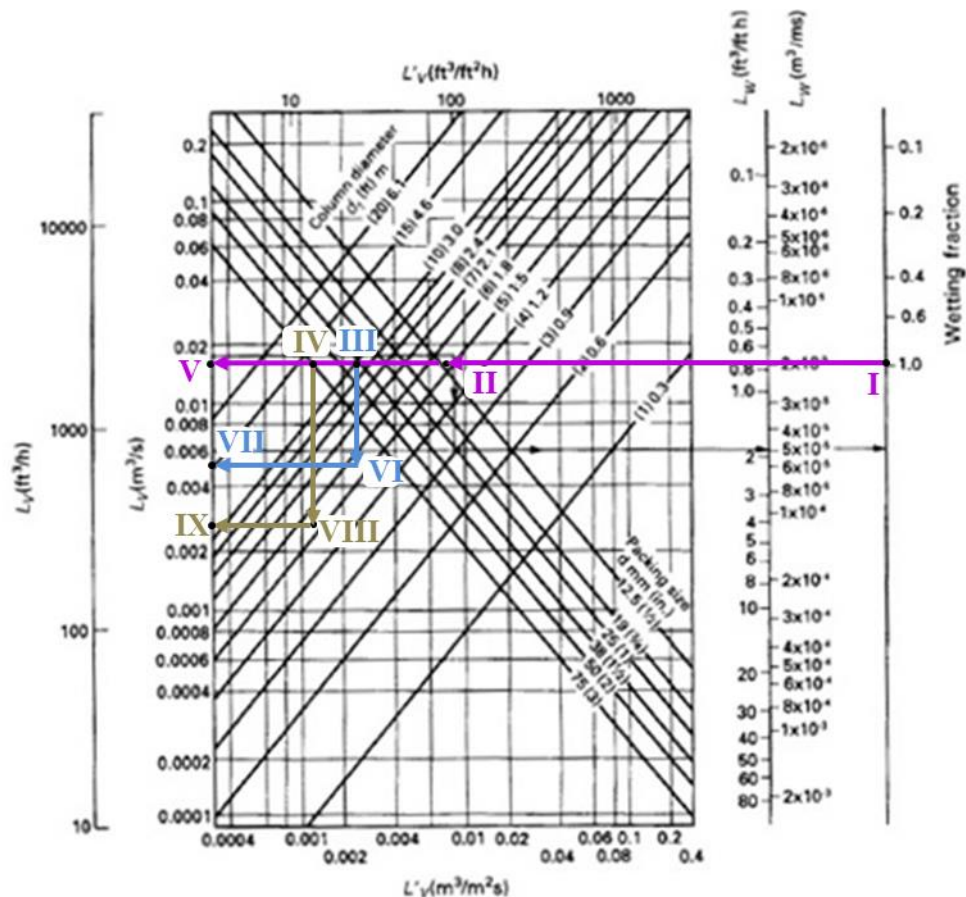


Figura 4.4-Nomograma para cálculo dos caudais de líquido relativos às propostas 1,2 e 3. Proposta 1:I-II-III-IV-V; proposta 2:I-II-III-VI-VII; proposta 3:I-II-III-IV-VIII-IX.- adaptado de Richardson *et al*⁽⁶⁾

4.3.2.Análise gráfica das Propostas 2 e 3

As propostas 2 e 3 implicam também uma resolução gráfica do nomograma da Figura 2.6. Esta resolução é idêntica à da proposta 1, excepto no que diz respeito aos diâmetros de enchimento, e encontra-se na figura 4.4.

Para a proposta 2, partindo de uma fração de humedecimento igual a 1 (ponto I), procura-se o ponto de interseção com a linha de diâmetro de enchimento de 38 mm, (ponto III). Em seguida intersecta-se a linha correspondente a um diâmetro de coluna de 1,5 m (ponto VI). O caudal de líquido é obtido pela interseção horizontal deste último ponto com o eixo dos caudais

(ponto VII). Esta resolução permite concluir que um caudal de água a partir de 0,005 m³/s assegura a condição de humedecimento do enchimento e a da separação pretendida. Verifica-se que o caudal é cerca de 1,9 vezes superior ao caudal de água usado atualmente na empresa.

Relativamente à proposta 3, partindo de uma fração de humedecimento igual a 1 (ponto I), procura-se o ponto de interseção com a linha de diâmetro de enchimento de 75 mm, (ponto IV). Em seguida intersecta-se a linha correspondente a um diâmetro de coluna de 1,5 m (ponto VIII) e o caudal de líquido é obtido pela interseção horizontal deste ponto com o eixo dos caudais (ponto IX). Esta resolução permite concluir que um caudal de água a partir de 0,003 m³/s assegura as condições de humedecimento e separação. Este caudal é cerca de 1,2 vezes superior ao caudal de água usado atualmente na empresa.

4.3.3-Simulação em Aspen da proposta 2

A proposta 2 é aquela que parece garantir um bom compromisso entre o aumento do diâmetro do enchimento e o aumento do caudal de água, já que, embora a proposta 3 reduza o caudal de água para 1,2 vezes, implica um aumento de enchimento para perto do dobro desta proposta.

Para além das alterações no caudal de água fresca (0,005m³/s) e diâmetro de enchimento (38 mm) optou-se por anéis de Raschig, para a simulação em Aspen Plus. Os resultados da simulação são apresentados na Tabela 4.2 onde se confirma que o SO₂ sai no topo da torre com uma fração molar vestigial no valor de 10⁻¹⁶.

Tabela 4.2-Dados obtidos em Aspen Plus para a simulação da Proposta 2.

Heat and Material Balance Table					
Stream ID		GASIN	GASOUT	LIN	LOUT
Temperature	C	55,0	20,0	20,0	20,9
Pressure	bar	1,639	1,639	1,639	1,639
Vapor Frac		1,000	1,000	0,000	0,000
Mole Flow	kmol/hr	9,044	6,881	997,700	999,863
Mass Flow	kg/hr	309,189	198,179	17973,845	18084,855
Volume Flow	cum/hr	150,219	102,280	18,037	18,127
Enthalpy	MMkcal/hr	-0,149	-0,006	-68,234	-68,378
Mole Flow	kmol/hr				
SO ₂		1,564	trace		1,564
WATER		0,698	0,099	997,700	998,299
AIR		6,782	6,781		< 0,001
Mole Frac					
SO ₂		0,173	trace		0,002
WATER		0,077	0,014	1,000	0,998
AIR		0,750	0,986		258 PPB*

4.3.4-Análise da Proposta 4:Projeto de uma nova torre de absorção

O estudo teórico tem como objetivo simular o funcionamento de uma torre de absorção de SO₂ usando o mesmo caudal (V) e composições de entrada da corrente gasosa utilizados pela empresa e calculando o caudal de água fresca (L) que satisfaz os requisitos necessários para obter a separação pretendida.

Cálculo do diâmetro da coluna

A determinação do diâmetro da coluna envolve uma sequência de cálculos que tem como ponto de partida a escolha do enchimento. Na Figura 4.5 apresenta-se o algoritmo completo que conduz ao cálculo final do diâmetro da coluna.

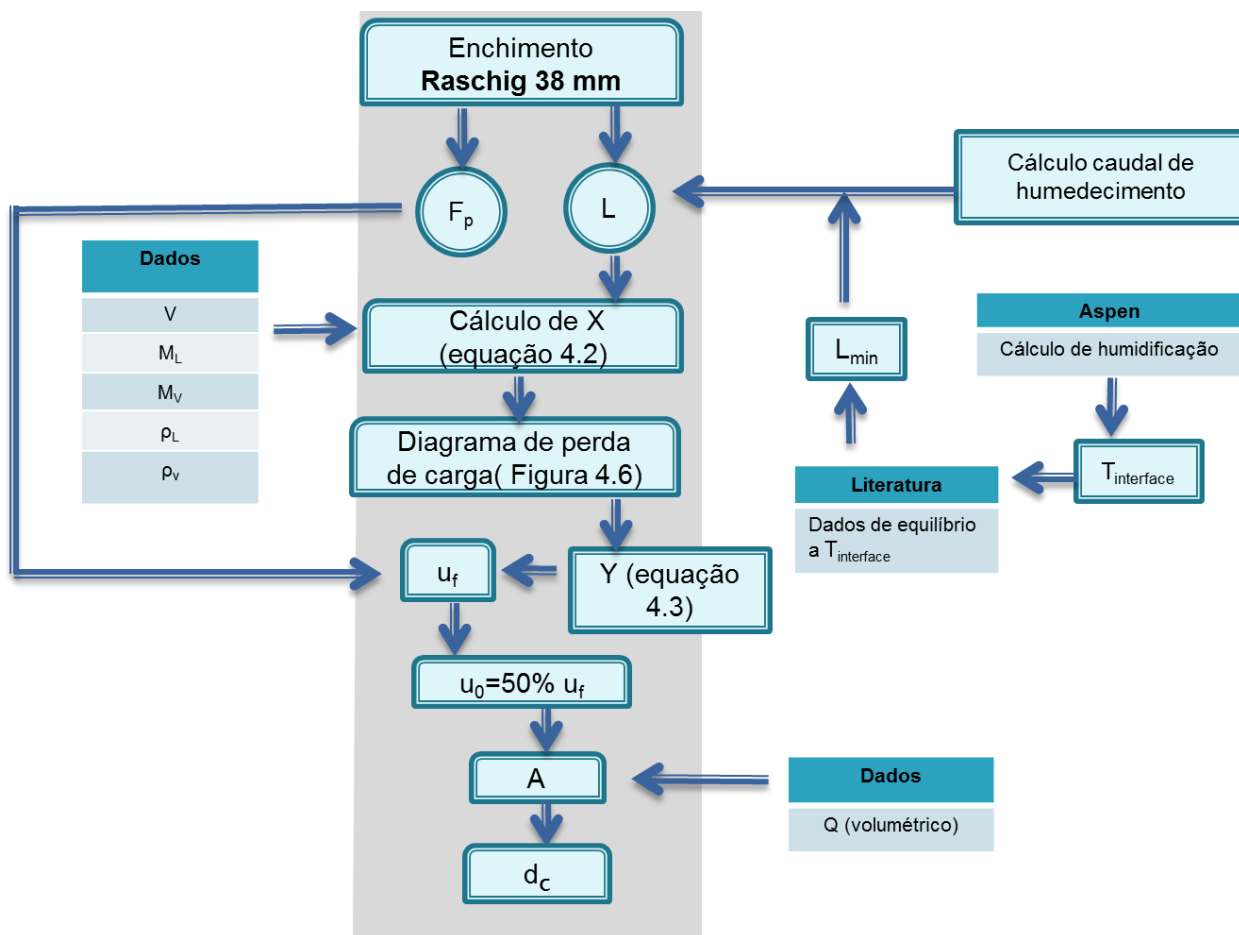


Figura 4.5-Algoritmo para determinação do diâmetro da coluna

Para efetuar este cálculo escolheu-se um enchimento cerâmico de 38 mm do tipo Raschig. A opção por um diâmetro de enchimento superior àquele usado atualmente na empresa tem por objetivo reduzir o caudal de água necessário para obter a separação pretendida, sem prejudicar as condições satisfatórias de humedecimento.

A Figura 4.6 apresenta o diagrama de perdas de carga generalizada de Leva *et al*⁽²⁾. O mesmo pode ser usado para projetar a velocidade de inundação de uma torre de absorção de acordo com as especificações pretendidas (ver Tabelas 4.3 e A.2).

Tabela 4.3-Caudais na base da coluna e Fator de enchimento.

L (mol/h)	998615
V (mol/h)	9044
F _p (1/m)	310

As equações 4.2 e 4.3 representam, respetivamente, a abscissa e ordenada do gráfico da Figura 4.4. De acordo com as especificações pretendidas, $X=2,6$. Da curva de inundação obtém-se um Y de 0,007. Como a única incógnita na equação 4.2 é a velocidade (neste caso, velocidade de inundação) a resolução gráfica permite obter o valor desta variável: $u_0=0,287$ m/s.

$$X = \frac{L \times M_L}{V \times M_v} \times \left(\frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{0,5} \quad (4.2)$$

onde, X representa a abscissa do diagrama de perda de carga, L o caudal de água, V o caudal da corrente gasosa, M a massa molar para a corrente líquida (M_L) e gasosa (M_v) e ρ a densidade molar para a corrente líquida (ρ_L) e corrente gasosa (ρ_v)

$$Y = \frac{u_0^2}{g} \times F_p \times \frac{\rho_v}{\rho_{H2O}} \times f(\rho_L) \times f(\mu_L) \quad (4.3)$$

onde, g representa a aceleração da gravidade, F_p o fator de enchimento e u_0 a velocidade superficial.

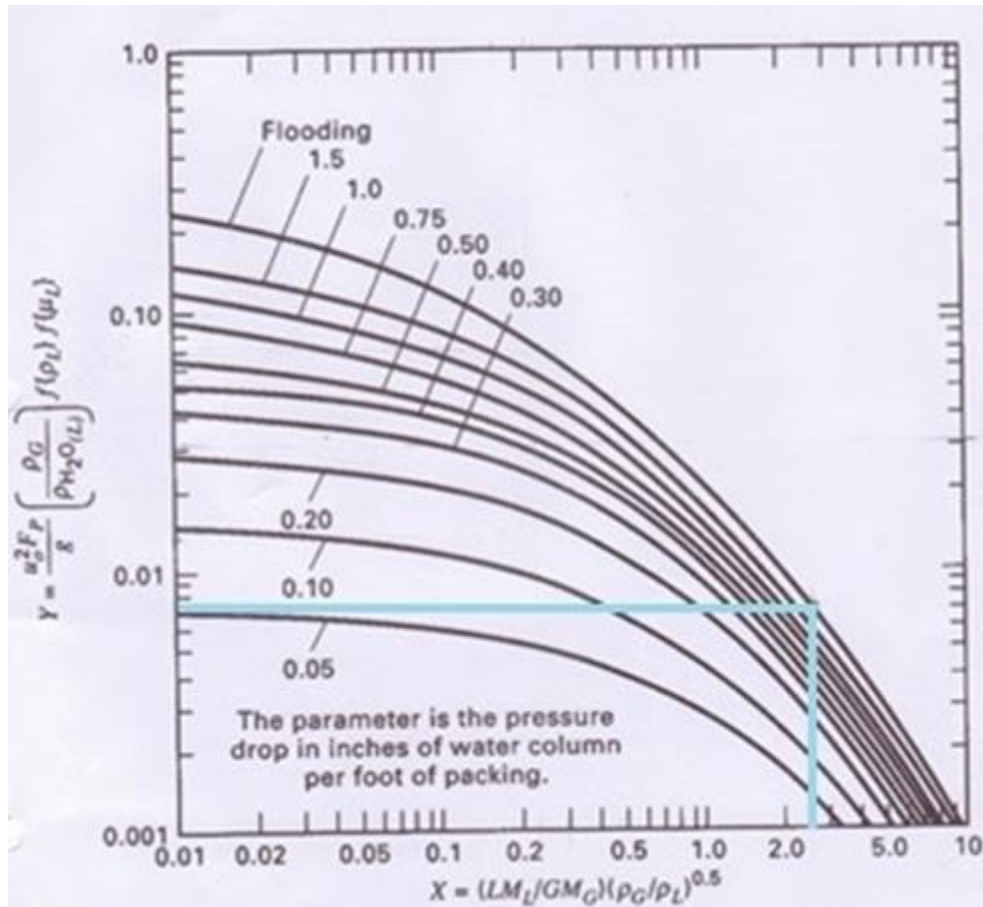


Figura 4.6-Gráfico da queda de pressão⁽²⁾

Uma vez ser usual que uma torre de absorção opere entre 50-70% das condições de inundação, o cálculo de diâmetro da torre segundo a equação 4.4 foi realizado para uma percentagem de inundação de 50%.

$$Q = u_f \times A \quad (4.4)$$

em que,

$$A = \pi \times \frac{d_c^2}{4} \quad (4.5)$$

Com este procedimento obteve-se um diâmetro da coluna de 0,608 m. Uma vez conhecido o diâmetro da torre passou-se ao cálculo da altura de enchimento.

Estimativa da altura de enchimento

O cálculo da altura da torre de absorção foi baseado no método de cálculo proposto por Treybal⁽⁷⁾. O projeto da altura total de enchimento é dado pela seguinte equação:

$$\Delta Z = \frac{\Delta Y_A}{\frac{dY_A}{dZ}} \quad (4.6)$$

Nesta secção, os índices A, B e C designam o SO₂, ar e água, respetivamente. Para obter ΔZ é necessário calcular a variação das composições do soluto e solvente ao longo da torre, o que é dado pelas equações 4.7 e 4.8 e pelos dados da tabela 4.4. A resolução destas equações depende do cálculo das seguintes variáveis intermédias: razões entre os fluxos molares, R_A e R_C , frações molares da fase de vapor na interface, y_{Ai} e y_{Ci} , e coeficientes de transferência de massa, $F_{V,A}$ e $F_{V,C}$. Estes últimos são função de Schmidt (S_C) e da difusividade média para sistemas ternários, $D_{j,m}$.

$$\frac{dY_A}{dZ} = \frac{-R_A \times F_{V,A} \times a}{N_B} \times \ln \left(\frac{R_A - y_{Ai}}{R_A - y_A} \right) \quad (4.7)$$

$$\frac{dY_C}{dZ} = \frac{-R_C \times F_{V,C} \times a}{N_B} \times \ln \left(\frac{R_C - y_{Ci}}{R_C - y_C} \right) \quad (4.8)$$

Das variáveis intermédias necessárias aquelas que se referem à interface implicam a realização de um balanço material à interface de acordo com as equações 4.9 e 4.10.

Tabela 4.4-Dados das correntes de entrada na torre.

	Corrente Líquida	Corrente Gasosa
T °C	20	55
Caudal (mol/h)	997,7*10 ³	9,044*10 ³
Composição de A	0	0,173
Composição de B	0	0,750
Composição de C	1	0,0772

• Cálculo das condições na interface

$$y_{Ai} = R_A - (R_A - y_A) \times \left(\frac{R_A - x_A}{R_A - x_{Ai}} \right)^{\frac{F_L}{F_{v,A}}} \quad (4.9)$$

$$y_{Ci} = R_C - (R_C - y_C) \times \left(\frac{R_C - x_C}{R_C - x_{Ci}} \right)^{\frac{F_L}{F_{v,C}}} \quad (4.10)$$

As equações das condições de interface são resolvidas simultaneamente com a respetiva curva de distribuição de equilíbrio. O cálculo é iterativo e implica dados de entrada na torre (ver Tabela 4.4) e do valor de R_A , já que $R_C = 1 - R_A$. Ao se assumirem valores para R_A , o cálculo termina assim que se encontrarem os valores de R_A e R_C que satisfaçam a condição $x_{Ai} + x_{Ci} = 1$.

Nestas equações surgem os coeficientes de transferência de massa para a fase líquida e de vapor. Para efetuar os cálculos destes coeficientes é necessário recorrer a dados relativos ao enchimento selecionado (Tabela 4.5). Os coeficientes de transferência de massa são obtidos através das expressões 4.15 e 4.16.

Tabela 4.5-Fórmulas e valores relativos aos anéis raschig cerâmicos de 38 mm⁽⁷⁾

$d_s(m)$	0,0530
β	$1,508 \times d_s^{0,376} \quad (4.11)$
φ_{LS}	$0,0486 \times \mu_L^{0,02} \times \sigma^{0,99} \quad (4.12)$
φ_{LSW}	$\frac{2,47 \times 10^{-4}}{d_s^{1,21}} \quad (4.13)$
H	$\frac{975,7 \times L^{0,57} \times \mu_L^{0,13}}{\rho_L^{0,84} \times (2,024 \times L^{0,430} - 1)} \times \left(\frac{\sigma}{0,073} \right)^{0,1737 - 0,262 \log L} \quad (4.14)$

$$F_V = 1,195 \times \left[\frac{d_s \times G'}{\mu_V \times (1 - \varepsilon_{L0})} \right]^{-0,36} \times \frac{V}{S_{c,V}^{2/3}} \quad (4.15)$$

$$k_1 = 25,1 \times \left(\frac{d_s \times L'}{\mu_L} \right)^{0,45} \times S_{CL}^{0,5} \times \frac{D_L}{d_s} \quad (4.16)$$

Relativamente ao coeficiente de transferência de massa para a fase líquida, k_1 , este pode ser convertido em F_L através de $F_L = k_L \times c$, onde c representa a densidade molar do solvente (água). Esta conversão é válida apenas para baixas concentrações de soluto. $S_{c,V}$ e $D_{A,m}$, variáveis implicadas no cálculo de k_1 , podem ser obtidas pelas equações 4.14 e 4.15 para o caso do soluto ou equações similares para o caso da água.

$$S_{c,V} = \frac{\mu_V}{\rho_V \times D_{Am}} \quad (4.17)$$

$$D_{A,m} = \frac{R_A - y_A}{R_A \times \left(\frac{y_B}{D_{AB}} + \frac{y_A + y_C}{D_{AC}} \right) - \frac{y_A}{D_{AC}}} \quad (4.18)$$

Uma vez realizados todos os cálculos intermédios necessários torna-se possível calcular a altura de enchimento. Para isso o método proposto em Treybal⁽⁷⁾ consiste em encontrar o ΔZ que permite obter a fração de soluto na fase de vapor (Y_A) desejada à saída da torre. Neste caso o cálculo foi efetuado em Microsoft Excel ao invés da resolução gráfica proposta pelo referido autor. Para a separação pretendida a altura correspondente é de 16 m.

Estimativa da temperatura de saída da corrente gasosa

Como para o cálculo da altura de enchimento foi necessário conhecer o perfil de composições do soluto e solvente ao longo da torre, estes dados foram aproveitados para se proceder ao cálculo da variação da temperatura da corrente de vapor ao longo da torre. Esta variação é dada pela seguinte expressão:

$$\frac{dt_G}{dZ} = \frac{-h'_v a \times (T_G - T_i)}{N_B \times (C_B + Y_A \times C_A + Y_C \times C_C)} \quad (4.20)$$

onde,

$$h'_v a = \frac{-N_B \times \left(C_A \times \frac{dY_A}{dZ} + C_C \times \frac{dY_C}{dZ} \right)}{1 - \exp \left(N_B \times \left(C_A \times \frac{dY_A}{dZ} + C_C \times \frac{dY_C}{dZ} \right) / h_v \times A \right)} \quad (4.21)$$

≡,

$$h_v = 1,195 \times \left[\frac{d_s \times G'}{\mu_v \times (1 - \varepsilon_{L0})} \right]^{-0,036} \times \frac{C \times G'}{P_{r,v}^{2/3}} \quad (4.22)$$

Por fim, usando a altura de enchimento calculada anteriormente determinou-se $T_{G,out}$ (temperatura de saída) através da seguinte expressão:

$$T_{G,out} = T_G + \frac{dT_G}{dZ} \times \Delta Z \quad (4.23)$$

Cálculo da temperatura de saída da corrente líquida

Finalmente para concluir o projeto da nova torre projetada, conjugou-se um balanço material com um balanço entálpico (equação 4.24) à torre tendo como pressupostos os dados apresentados nas Tabelas 4.4 e 4.6, com vista a determinar a temperatura de saída da corrente líquida (T).

Tabela 4.6-Dados da corrente de saída da torre.

Corrente Líquida	Corrente Gasosa
$L=998,62 \text{ mol/h}$	$V=7478,1 \text{ mol/h}$
$x_A=0,00142$	$Y_A=0,000175$ (valor assumido)
$x_C=0,999$	$Y_C=0,0365$ (cartas de humidade)

$$V_1 \times H_1 + L_2 \times h_2 = V_2 \times H_2 + L_1 \times h_1 \quad (4.24)$$

Onde,

$$H = C_B \times (T_G - T_0) + Y_A \times (C_A \times (T_G - T_0) + \lambda_{A0}) + Y_C \times (C_C \times (T_G - T_0) + \lambda_{C0}) \quad (4.25)$$

e,

$$h = h^{\text{Tref}} + \Delta H_{\text{vap}}^{\text{Tref}} + \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p \times dT \quad (4.26)$$

De modo a simplificar o cálculo das entalpias do líquido, usou-se como temperatura de referência 0°C ($h^{\text{Tref}} = 0$). Para o cálculo de H_1 usa-se a equação 4.25 em que T_G é a temperatura de entrada do gás e as capacidades caloríficas dos compostos a essa temperatura. A mesma equação é válida para o cálculo de H_2 . Assim obteve-se uma temperatura de saída do líquido no valor de 21,7°C.

Resumo do projeto

Na Tabela 4.7 encontram-se listadas todas as variáveis necessárias para o projeto da torre de absorção da Proposta 4, e a Figura 4.7 apresenta o esquema de cálculo efetuado anteriormente. Nela são apresentadas todas as variáveis intermédias necessárias para o processo de cálculo e também as variáveis de

projeto mais importantes: d_c , $\frac{dY_A}{dZ}$, $\frac{dY_C}{dZ}$, $T_{G,\text{out}}$, T e ΔZ .

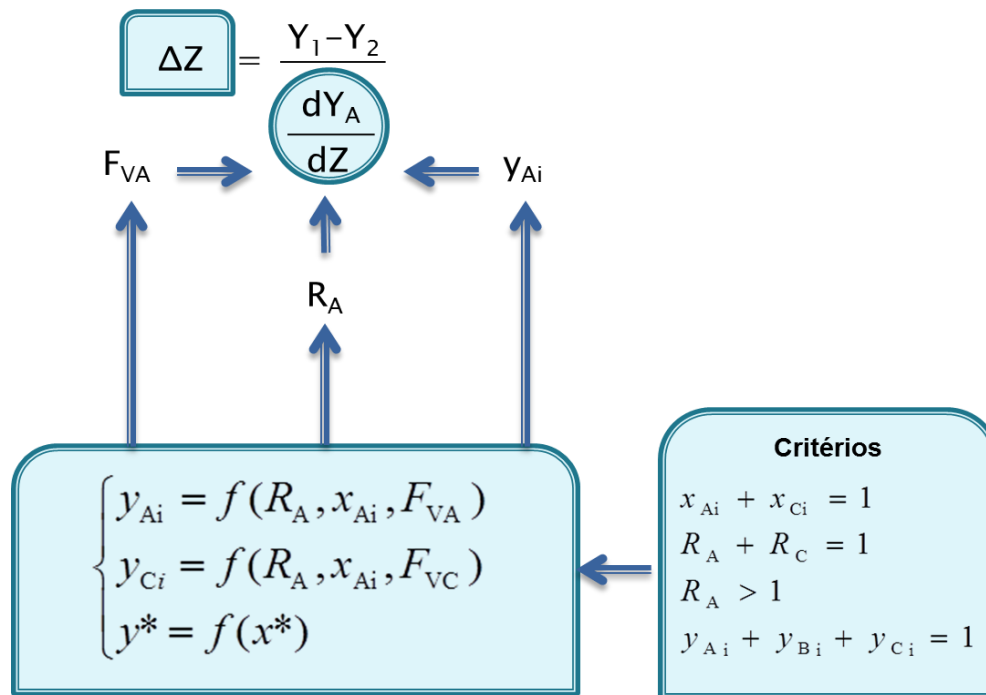


Figura 4.7-Esquema de cálculo da altura de enchimento.

Tabela 4.7-Valores obtidos ao longo da realização do projeto.

Variáveis intermédias	
H_1	$6,99274 \cdot 10^6 \text{ J/kmol}$
H_2	$2,39521 \cdot 10^6 \text{ J/kmol}$
h_2	$46,2483 \cdot 10^6 \text{ J/kmol}$
y_{Ai}	0,0958
y_{Ci}	$2,31 \cdot 10^{-2}$
R_A	1,2859
R_C	-0,2859
$D_{A,m}$	$1,14 \cdot 10^{-8} \text{ m}^2/\text{s}$
$D_{C,m}$	$3,73 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$
h'_{va}	$4,935 \text{ W/m}^3 \cdot \text{K}$
k_L	$3,98 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$
F_L	$2,20 \cdot 10^{-2} \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$
h_V	$0,096 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$
Variáveis principais de projeto	
$\frac{dY_A}{dZ}$	-0,01308 1/m
$\frac{dY_C}{dZ}$	-0,0033 1/m
$\frac{dT_G}{dZ}$	-0,096 °C/m
ΔZ	15,967 m
T_{Gout}	18 °C
T_L	21,7 °C

5. Conclusões

O processo de absorção de SO₂ foi estudado com sucesso e envolveu a análise da torre de absorção da empresa Soporcel, e sua otimização através de propostas de melhoria do seu funcionamento. O projeto de uma nova torre de absorção de SO₂ foi também realizado.

A torre atual apresenta um caudal de água suficiente para a separação pretendida, mas não satisfaz as condições de humedecimento (fração de humedecimento inferior a 1). O fluxo de líquido encontra-se cerca de 50% abaixo do valor recomendado e antecipa-se uma má distribuição de líquido fruto da não existência de redistribuidores de líquido em número suficiente .

De modo a aumentar o fluxo de água fresca como recomenda a literatura⁽⁶⁾ deve-se reduzir o diâmetro dos orifícios de forma a aumentar a velocidade de saída de água fresca. Para combater a má distribuição do líquido deve-se aumentar o número de redistribuidores de líquido.

Neste trabalho apresentaram-se 4 propostas para resolver o problema do mau funcionamento da torre de absorção em estudo.

Proposta 1: Mantendo o enchimento atual da torre, propôs-se o aumento do caudal de água fresca, para um valor mínimo de 0,018m³/s (cerca de 7 vezes superior ao caudal atual).

Proposta 2: Para que não seja necessário um aumento tão significativo do caudal de água, propôs-se o aumento do diâmetro do enchimento para 38mm, e um correspondente caudal de água de pelo menos 0,005 m³/s (1,9 vezes superior ao caudal atual).

Proposta 3: Com o mesmo objetivo anterior, propôs-se um aumento de diâmetro de enchimento para 75 mm e um correspondente caudal de água de pelo menos 0,0038 m³/s (1,2 vezes superior ao caudal atual).

Proposta 4: Realizou-se Alternativamente o projeto de uma nova torre de absorção, com as seguintes características: diâmetro da coluna =0,608 m, altura

de enchimento= 16 m, tipo de enchimento = anéis Raschig cerâmicos de 38 mm, caudal de água =0,005 m³/s.

Em todos os casos os cálculos compreendem a transferência de massa multicomponente, absorção não-isotérmica e aspetos hidrodinâmicos de escoamentos multifásicos e perdas de carga.

As quatro propostas apresentadas no trabalho permitem resolver o deficiente funcionamento da torre de absorção de SO₂ da Soporcel, respeitando legislação ambiental no que diz respeito às emissões gasosas de SO₂ para a atmosfera. Contudo as propostas 2 e 3 são aquelas que sugerem um menor impacto técnico para a resolução do problema, sendo que uma decisão final depende de uma análise económica comparativa de cada uma das propostas.

Referências

1. Legislação. Decreto-Lei 178/2003 de 5 de Agosto de 2003. Estabelece limitações às emissões para a atmosfera de poluentes provenientes de grandes instalações de combustão.
—. Portaria 675/2009 de 23 de Junho de 2009. Fixa os valores limite de emissão de aplicação geral para instalações de combustão de carácter industrial.
2. Seader, J. D.; Henley, E. J., *Separation process principles*. 2nd ed.; Wiley: Hoboken, N.J., 2006; p 223-244.
3. Choice Of Solvent For Gas Absorption. http://www.separationprocesses.com/Absorption/GA_Chp03d.htm, (Acedido 10 de Janeiro, 2013).
4. Onda, K.; Takeuchi, H.; Okumato, Mass transfer coefficients between gas and liquid phased in packed columns. *J.Chem.Eng.Jap* **1968**, 1.
5. Reid, R. C.; Prausnitz, J. M.; Poling, B. E., *The properties of gases and liquids*. 4th ed.; McGraw-Hill: New York, 1987.
6. Coulson, J. M.; Richardson, J. F.; Sinnott, R. K., *Coulson & Richardson's Chemical engineering, Chemical engineering design*. 4th ed.; Elsevier: Amsterdam ; London, 2005; Vol 6, p 588-616.
7. Treybal, R. E., *Mass-transfer operations*. 3d ed.; McGraw-Hill: New York, 1980.
8. Stock Fleth, R. B., G., Holdup, Pressure drop, and Flooding in Packed Countercurrent Columns for the Gas Extraction. *Industrial Engineering Chemical Research* **2001**, 40, 347-356.
9. Perry, R. H.; Green, D. W., *Perry's chemical engineers' handbook*. 8th ed.; McGraw-Hill: New York, 2008.
10. Aspen Technology, Inc., *Aspen Plus User Guide*, 2000; Vol 10.2.
11. Divisão de Toxicologia, Genotoxicidade e Microbiologia Ambiental. http://www.cetesb.sp.gov.br/userfiles/file/laboratorios/fit/dioxido_de_enxofre.pdf, (Acedido 07 de Maio, 2013).
12. Schefflan, R., *Teach yourself the basics of Aspen plus*. Wiley: Hoboken, N.J., 2011.

13. Foust, A. S., *Principles of unit operations*. 2nd ed.; Wiley: New York, 1980; p 391-420.
14. McCabe, W. L.; Smith, J. C.; Harriott, P., *Unit operations of chemical engineering*. 5th ed.; McGraw-Hill: New York, 1993.
15. Geankoplis, C. J., *Transport processes and separation process principles : (includes unit operations)*. 4th ed.; Prentice Hall Professional Technical Reference: Upper Saddle River, NJ, 2003; p 610-634.
16. Richardson, J. F.; Harker, J. H.; Backhurst, J. R.; Coulson, J. M., *Coulson and Richardson's Chemical engineering., Particle technology and separation processes*. 5th ed.; Butterworth-Heinemann: Oxford, 2002; Vol 2, p 212-218.
17. Towler, G. P.; Sinnott, R. K., *Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design*. Elsevier/Butterworth-Heinemann: Amsterdam ; Boston, 2008.
18. Lewis, W. K.; Whitman, W. G., Principles of gas absorption. *Industrial & Engineering chemistry* **1924**, 16, 1215-1220.
19. Ficha de informações de Segurança de Produto Químico. [http://www.linde-gas.com.br/international/web/lg/br/likelgbr.nsf/repositorybyalias/pdf_msds_s/\\$file/Sulfur%20Dioxide.pdf](http://www.linde-gas.com.br/international/web/lg/br/likelgbr.nsf/repositorybyalias/pdf_msds_s/$file/Sulfur%20Dioxide.pdf), (Acedido 10 de Janeiro, 2013).

Apêndice A

Tabela A.1-Dados de equilíbrio do so₂ em água a 20°C⁽⁹⁾.

Concentração de SO ₂ no líquido	Pressão parcial de SO ₂ (mmHg)
0,01	0,07
0,05	1,07
0,10	3,03
0,15	5,37
0,20	7,93
0,25	10,6
0,30	13,5
0,40	19,4
0,50	25,6
1,00	58,4
2,00	129
3,00	202
4,00	277
5,00	353
6,00	430
8,00	585
10,00	741

Tabela A.2-Propriedades da mistura líquida e gasosa⁽⁹⁾.

Propriedades	Gás (T=55°C)	Líquido (T=20°C)
μ (Pa.s)	$1,73 \cdot 10^{-5}$	$1,03 \cdot 10^{-3}$
ρ (kg/m ³)	2,0495	997,7
D_{AB} (m ² /s)	$9,33 \cdot 10^{-6}$	$1,53 \cdot 10^{-9}$
K (W/m.K)	0,0284	0,603

Tabela A.3. Capacidades caloríficas dos componentes⁽⁹⁾

Componentes	C_p (20°C) J/(kmol.K)	C_p (55°C) J/(kmol.K)
SO ₂	38442	39143
Ar	75276	29053
Água	28999	75186